



普通高等教育“十一五”国家级规划教材

# 石油化学

## 工程原理

李阳初 刘雪暖 主编

「上册」



中国石化出版社

[HTTP://WWW.SINOPEC-PRESS.COM](http://www.sinopec-press.com)

ISBN 978-7-80229-526-1



9 787802 295261 >

定价：78.00 元（上、下册）

普通高等教育“十一五”国家级规划教材

# 石油化学工程原理

(上册)

李阳初 刘雪暖 主编

中国石化出版社

## 内 容 提 要

本书论述了石油加工和石油化工过程中有关单元过程的基本原理及相关设备,分上、下两册。上册内容包括流体流动、流体输送机械、非均相物系的分离、固体流态化和气力输送、传热、换热器、辐射传热与管式加热炉等章,下册内容包括传质过程概论、蒸馏、气体吸收、萃取、气体传质设备等章。本书力求联系石油加工和石油化工过程的实际,基本概念和基本原理论述由浅入深,并列有必要的例题与习题。

本书可作为高等石油院校化学工程与工艺及相关专业本科生的化工原理教材,也可供石油加工和石油化工行业工程技术人员参考。

## 图书在版编目(CIP)数据

石油化学工程原理/李阳初,刘雪暖主编. —北京:中国石化出版社,2008  
普通高等教育“十一五”国家级规划教材  
ISBN 978-7-80229-526-1

I. 石… II. ①李…②刘… III. 石油化工-化学工程-高等学校-教材 IV. TE65

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2008)第 031124 号

### 中国石化出版社出版发行

地址:北京市东城区安定门外大街 58 号

邮编:100011 电话:(010)84271850

读者服务部电话:(010)84289974

<http://www.sinopec-press.com>

E-mail:press@sinopec.com.cn

北京密云红光制版公司排版

北京宏伟双华印刷有限公司印刷

全国各地新华书店经销

\*

787×1092 毫米 16 开本 42 印张 1050 千字  
2008 年 4 月第 1 版 2008 年 4 月第 1 次印刷  
定价:78.00 元(上、下册)



## 前 言

本书是《石油加工单元过程原理》的第二版，为与国内这方面的教材名称一致，改名为《石油化学工程原理》。原书自 1996 年出版以来，承蒙广大师生及各界的支持，提出许多宝贵意见。由于石油化学工业的飞速发展，在使用本教材十年的基础上，出版第二版已是十分必要。

本书论述了石油加工和石油化工过程中有关单元过程的基本原理及其相关设备。本书重视基本概念的阐述，叙述由浅入深，力求联系石油化学工业的实际，是我们从事石油化工过程及设备教学和科研数十年的结晶。

本书可作为高等石油院校有关化工和相关专业的化工原理教材，亦可供石油加工和石油化工部门工程技术人员参考。

本书绪论、第三、四、九章由李阳初编写，第一、二、八章由李发永编写，第五、六、七章由刘雪暖编写，第十、十一、十二章由刘艳升、曹睿编写，附录由王万里编写。主编为李阳初教授和刘雪暖教授。本书分上、下两册出版。

在此编者对多年来支持本书修订及发行工作的中国石化出版社和中国石油大学诸多师生深表谢意。恳请各界一如既往地支持本书水平的进一步提高，使之成为石油院校广大师生和石油化学工业广大工程技术人员所喜爱的参考书。

# 目 录

绪论 .....	( 1 )
一、化学工程学科的发展 .....	( 1 )
二、研究对象、内容及任务 .....	( 2 )
三、研究单元操作的基本方法及基本工具 .....	( 3 )
四、单位制及单位换算 .....	( 7 )
参考文献 .....	( 8 )
习题 .....	( 9 )
第一章 流体流动 .....	( 10 )
第一节 流体及其主要物理性质 .....	( 10 )
一、流体及其特点 .....	( 10 )
二、连续介质的假定 .....	( 10 )
三、流体的物理性质 .....	( 11 )
第二节 流体静力学 .....	( 16 )
一、流体的静压强 .....	( 16 )
二、流体静力学基本方程式 .....	( 18 )
三、流体静力学基本方程式的应用 .....	( 19 )
第三节 流体动力学 .....	( 23 )
一、概述 .....	( 24 )
二、物料衡算——连续性方程式 .....	( 26 )
三、总能量衡算 .....	( 27 )
四、机械能衡算 .....	( 29 )
第四节 流体在管内的流动阻力 .....	( 35 )
一、流体流动的类型 .....	( 35 )
二、边界层概念 .....	( 38 )
三、直管阻力损失和局部阻力损失 .....	( 41 )
四、直管阻力损失的计算 .....	( 41 )
五、局部阻力损失的计算 .....	( 53 )
六、非牛顿型流体的特性 .....	( 58 )
第五节 管路计算 .....	( 59 )
一、简单管路的计算 .....	( 59 )
二、复杂管路的计算 .....	( 62 )
三、可压缩流体在管内的流动及计算 .....	( 68 )
第六节 流量测量 .....	( 70 )
一、孔板流量计 .....	( 71 )
二、文丘里流量计 .....	( 74 )
三、转子流量计 .....	( 75 )

四、测速管 .....	( 77 )
符号说明 .....	( 79 )
参考文献 .....	( 80 )
习题 .....	( 80 )
<b>第二章 流体输送机械</b> .....	<b>( 86 )</b>
第一节 液体输送机械 .....	( 86 )
一、分类 .....	( 86 )
二、离心泵 .....	( 86 )
三、往复泵 .....	( 108 )
四、其他类型的泵 .....	( 112 )
五、各类型泵的比较 .....	( 115 )
第二节 气体输送机械 .....	( 115 )
一、通风机 .....	( 116 )
二、鼓风机 .....	( 118 )
三、压缩机 .....	( 119 )
四、真空泵 .....	( 129 )
符号说明 .....	( 131 )
参考文献 .....	( 132 )
习题 .....	( 132 )
<b>第三章 非均相物系的分离</b> .....	<b>( 135 )</b>
第一节 颗粒与颗粒床层的特性 .....	( 135 )
一、单颗粒的特性 .....	( 135 )
二、颗粒群和颗粒床层的特性 .....	( 136 )
三、流体通过固定床的流动 .....	( 139 )
第二节 沉降 .....	( 142 )
一、重力沉降 .....	( 142 )
二、离心沉降 .....	( 149 )
第三节 过滤 .....	( 154 )
一、过滤的基本概念 .....	( 154 )
二、过滤的基本方程式 .....	( 155 )
三、过滤常数的测定 .....	( 158 )
四、过滤设备及其操作 .....	( 160 )
五、过滤计算 .....	( 164 )
第四节 离心分离 .....	( 171 )
一、影响离心分离的主要因素——离心力和分离因数 .....	( 171 )
二、离心机的结构与操作 .....	( 172 )
符号说明 .....	( 175 )
参考文献 .....	( 176 )
习题 .....	( 176 )

第四章 固体流态化和气力输送 .....	(179)
第一节 概述 .....	(179)
第二节 固体流态化 .....	(180)
一、流化床的基本概念 .....	(180)
二、散式流态化与聚式流态化 .....	(181)
三、流化床的主要特性 .....	(182)
四、流化床的操作范围 .....	(185)
五、流化床的密相区高度和分离高度 .....	(188)
六、高速流化床 .....	(190)
第三节 气力输送 .....	(192)
一、气力输送及其优缺点 .....	(192)
二、密相输送 .....	(193)
三、稀相输送 .....	(197)
四、流化装置中的压力平衡 .....	(204)
符号说明 .....	(207)
参考文献 .....	(207)
习题 .....	(207)
第五章 传热 .....	(209)
第一节 导热 .....	(210)
一、导热速率方程——傅立叶定律 .....	(210)
二、导热系数 .....	(211)
三、通过平壁的稳定导热 .....	(214)
四、通过圆筒壁的稳定导热 .....	(215)
第二节 对流传热 .....	(220)
一、对流传热速率方程——牛顿冷却定律 .....	(220)
二、对流传热系数的影响因素及无因次准数方程的导出 .....	(221)
三、流体作强制对流时的传热系数 .....	(224)
四、自然对流传热系数 .....	(230)
第三节 沸腾与冷凝传热 .....	(231)
一、沸腾传热 .....	(231)
二、冷凝传热 .....	(235)
第四节 两流体间的传热计算 .....	(240)
一、热量衡算方程 .....	(240)
二、传热速率方程 .....	(242)
三、总传热系数 .....	(243)
四、平均温度差 $\Delta t_m$ .....	(246)
五、传热单元计算法 .....	(252)
六、综合传热及设备热损失的计算 .....	(256)
符号说明 .....	(259)
参考文献 .....	(260)



习题 .....	(260)
<b>第六章 换热器 .....</b>	<b>(264)</b>
第一节 间壁式换热器的类型 .....	(264)
一、套管换热器 .....	(264)
二、水箱式冷却器 .....	(264)
三、空气冷却器 .....	(265)
四、管壳式换热器 .....	(265)
第二节 管壳式换热器的选用及校核计算 .....	(267)
一、管壳式换热器的选用及设计原则 .....	(267)
二、无相变时管壳式换热器的对流传热系数 .....	(269)
三、管壳式换热器的平均温度差 .....	(270)
四、换热器的压降 .....	(272)
五、管壳式换热器的选用与设计计算步骤 .....	(274)
六、管壳式换热器的选用示例 .....	(274)
第三节 传热过程的强化及新型换热器简介 .....	(279)
一、强化传热的途径 .....	(279)
二、新型换热器简介 .....	(280)
符号说明 .....	(284)
参考文献 .....	(285)
习题 .....	(285)
<b>第七章 辐射传热与管式加热炉 .....</b>	<b>(287)</b>
第一节 热辐射的基本概念 .....	(287)
一、热辐射的特性 .....	(287)
二、热辐射的吸收、反射和透过 .....	(287)
三、黑体 .....	(288)
四、物体的辐射能力和辐射强度 .....	(289)
第二节 黑体热辐射的基本定律 .....	(289)
一、普朗克(Planck)定律 .....	(289)
二、斯蒂芬-波尔兹曼(Stefan-Boltzmann)定律 .....	(290)
三、兰贝特(Lambert)定律 .....	(291)
第三节 实际固体的热辐射 .....	(291)
一、实际固体的辐射能力、吸收能力及黑度 .....	(291)
二、灰体 .....	(293)
三、克希霍夫(Kirchhoff)定律 .....	(294)
第四节 气体热辐射的特点 .....	(294)
一、气体辐射对波长的选择性 .....	(295)
二、气体的辐射和吸收在整个容积中进行 .....	(295)
第五节 辐射换热 .....	(296)
一、两黑体间的辐射换热和角系数 .....	(296)
二、灰表面间的辐射换热 .....	(302)

三、气体与包壳间的辐射换热 .....	(306)
第六节 管式加热炉概述 .....	(307)
一、管式加热炉的分类和主要工艺指标 .....	(307)
二、管式加热炉的主要类型 .....	(308)
第七节 燃料的燃烧 .....	(310)
一、燃料的种类、组成及发热值 .....	(310)
二、理论空气用量与过剩空气系数 .....	(311)
三、全炉热效率及燃料用量 .....	(313)
四、燃烧产物——烟道气的流量 .....	(317)
第八节 辐射室的传热计算——罗伯-依万斯(Lobo-Evans)方法 .....	(319)
一、辐射室中的传热过程 .....	(320)
二、传热速率方程式 .....	(320)
三、传热速率方程式中各参数的确定 .....	(321)
四、热衡算方程式 .....	(327)
五、用图解法确定辐射室热负荷及烟气在辐射室出口的温度 .....	(327)
六、辐射管表面热强度及主要结构尺寸的确定 .....	(328)
七、辐射传热计算的区域法和蒙特卡洛法简介 .....	(335)
第九节 对流室的传热计算 .....	(337)
一、对流室的热负荷 .....	(337)
二、平均温度差 .....	(337)
三、对流室的主要尺寸 .....	(338)
四、对流管的总传热系数 .....	(339)
五、对流管的全表面积与表面热强度 .....	(345)
第十节 烟囱的设计计算 .....	(348)
一、烟囱的直径 .....	(348)
二、烟囱的高度 .....	(348)
符号说明 .....	(353)
参考文献 .....	(355)
习题 .....	(355)
附录 .....	(358)
1. 单位换算表 .....	(358)
2. 某些气体的重要物理性质 .....	(361)
3. 某些液体的重要物理性质 .....	(362)
4. 某些液体的导热系数 .....	(364)
5. 某些气体和蒸气的导热系数 .....	(365)
6. 某些固体材料的重要物理性质 .....	(366)
7. 水的重要物理性质 .....	(367)
8. 饱和湿空气的性质(101.3kPa) .....	(368)
9. 空气的重要物理性质(101.3kPa 压力下) .....	(369)
10. 水的饱和蒸气压(-20~100℃) .....	(369)

11. 饱和水蒸气表(按温度排列) .....	(370)
12. 饱和水蒸气表(按压力排列) .....	(371)
13. 水的黏度(0~100℃) .....	(374)
14. 液体黏度共线图 .....	(375)
15. 气体黏度共线图(常压下用) .....	(377)
16. 液体比热容共线图 .....	(379)
17. 气体比热容共线图(常压下用) .....	(381)
18. 液体汽化潜热共线图 .....	(383)
19. 液体表面张力 .....	(385)
20. 有机液体的密度 .....	(387)
21. 无机物水溶液在大气压下的沸点 .....	(389)
22. 壁面污垢热阻(污垢系数) .....	(390)
23. 无缝钢管规格简表 .....	(391)
24. 离心泵性能表 .....	(392)
25. 离心通风机综合特性曲线图 .....	(398)
26. 换热器 .....	(399)
27. 国产炉管规格 .....	(403)
28. 管式加热炉炉管内膜结垢热阻 .....	(404)
29. 气体的发热值 .....	(404)
30. 常用燃料油性质 .....	(405)
31. 炼厂燃料气体性质 .....	(406)
32. 气体热焓公式的系数 .....	(406)

# 绪 论

## 一、化学工程学科的发展

19 世纪 90 年代国外高等学校相继设置化学工程系, 开设的课程都是针对不同化工行业编写的生产工艺学。到 20 世纪初, 逐步认识到化学工程中通用的物理操作的共性。1923 年美国麻省理工学院的著名教授 W. H. 华克尔等人编写了第一部关于这些物理操作共性的著作——化工原理, 并把这些物理操作统称为化工单元操作, 从而完成了从化工生产工艺到单元操作的发展, 在认识上是一次飞跃。我国于 20 世纪 20 年代创办化学工程系, 并开设化工原理课程。

20 世纪人们逐步认识到, 纷杂的化工生产工艺都是由化学反应和物理操作有机组合而成, 而物理操作的本质是动量传递、热量传递和质量传递三个传递过程, 而且它们之间有很多可以类比之处。20 世纪 60 年代, 科学家提出了“三传一反”的概念。1962 年美国科学家 C. D. 本奈特等编写了“动量、热量和质量传递”。这些研究工作开辟了化学工程发展过程的第二个历程。

20 世纪 70 年代以后, 随着科学技术和计算机应用的快速发展, 使化学工程成为更完整的体系, 并走向了“化工优化集成”、“分子模拟”的新阶段。同时, 化学工程与相邻学科相融合形成了若干的分支, 诸如生物化学工程、分子化学工程、环境化学工程、能源化学工程、计算化学工程等。

进入 21 世纪后, 化学工程学科发展具有下述特征:

### (一) 化学工程基础研究的重要性将更加突出

随着知识与经济的全球化, 对知识产权保护意识的加强和全球科学技术的高度发展, 从基础研究到创新所获得的成果, 其市场价值将很快被知识创新转化为生产力, 并且加以严格保护。所以, 加强诸如催化、生物、材料等工艺性基础研究和多相湍流、相界面物理化学等工程性基础研究是十分重要的。

### (二) 化学工程与化学工艺的研究更加紧密结合

20 世纪 50 年代, 化学工程学科重组为化学分离工程与化学反应工程两大门类, 到 20 世纪末, 已经显示出必须将工程与工艺密切结合, 才能使分离工程和反应工程有更高水平的发展。所以必然会发生新的学科重组, 譬如重组为“化学分离工程与工艺”和“化学反应工程与工艺”两个研究方向。

### (三) 过程集成化和“生态工业园区”的建立

在 21 世纪, 由于清洁生产需要, 应该在可持续发展理论和系统论等普遍方法论的指导下, 将不同尺度上的技术和工具集成起来, 除了在微观层次上采用产品革新、原料替代、工艺过程改进等方法进行改造外, 还要认识到任何一个工业系统都不是孤立的, 而是与周围其他系统相关联的。生态工业追求整个系统从原料、中间产物、废物到最终产品的物质循环。也就是说, 一个完整的生态系统在一定外部能量输入的条件下是没有严格的原料、产品、废物之分的, 即一个生产过程的废物可以作为另一个过程的原料。生态工业涉及系统科



学与工程、生态学、环境科学与工程、化学工程与工艺等，是一个跨学科的交叉领域，可解决环境和经济的协调问题。

以石油和天然气为起始原料生产各种化工产品成为化学工业的重要组成部分。石油化学工程学科既具有化学工程的普遍性，又具有特殊性。石油化学工程原理是石油化学工程学科极为重要的专业技术基础课。

## 二、研究对象、内容及任务

石油化工工业是由许多生产过程所构成的。此生产过程在教科书上称为工艺过程，它是指将一定的物料经过多种物理的和化学的加工过程，制造成合乎一定要求的各种产品或中间产品的过程。例如炼油工业中的常压蒸馏，就是将原油经过脱盐、脱水、换热、加热和蒸馏等过程的处理，以得到汽油、煤油、柴油、重馏分油的生产过程，其原理流程如图 1 所示。

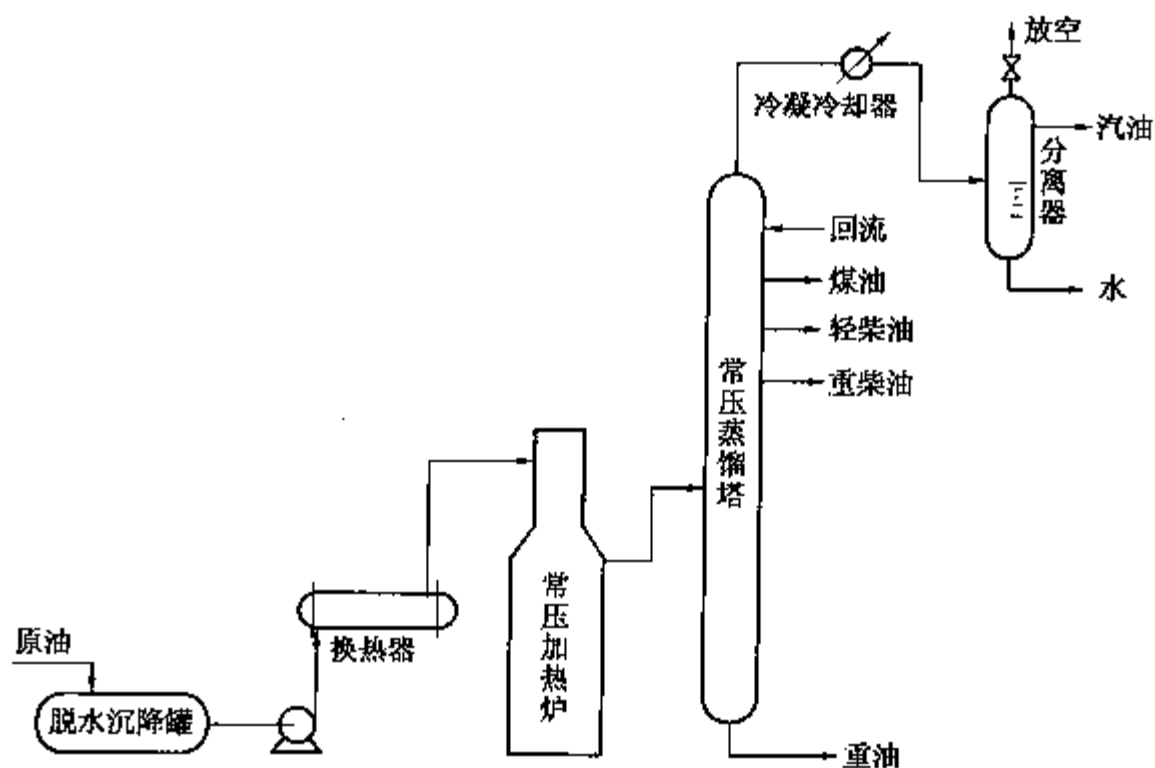


图 1 原油常压蒸馏原理流程

再如石油化工中的裂解分离装置，就是将原料油（汽油及柴油）经过加热、高温裂解、压缩、低温分离，以得到乙烯和丙烯等化工原料的生产过程，其原理流程见图 2。

炼油与石油化工工业中的生产过程是很多的。随着科学技术的发展，会不断提出新的要求，新的生产过程会不断出现。但经过分析会发现，各种工艺过程是由一些原理上相同的基本单元所构成的。上面所举的两个工艺过程是由物料沉降、压缩和输送、加热和冷却、蒸馏、干燥、化学反应等基本单元所组成。组成工艺过程的基本单元即称为单元过程或单元操作。在炼油与石油化工工业中，除了化学反应外，原料和反应产物的提纯、精制、加热和冷却等单元操作基本上是纯物理过程，按其操作目的可分为五类：①物料的增压、减压和输送，如流体输送、气体压缩、固体流态化及气力输送等；②物料的混合或分散，如搅拌；③物料的加热或冷却，如加热、冷凝、冷却、蒸发等；④非均相混合物的分离，如沉降、过滤、离心分离等；⑤均相混合物的分离，如蒸馏、吸收、萃取、吸附等。

就各单元操作的内容而言，它们都包括过程与设备两个方面。研究各单元操作就是为了掌握过程的规律，并设计设备的结构和大小，以使过程在有利的条件下进行。

本书重点介绍石油加工及石油化工有关单元过程的基本原理、计算方法及其设备的结

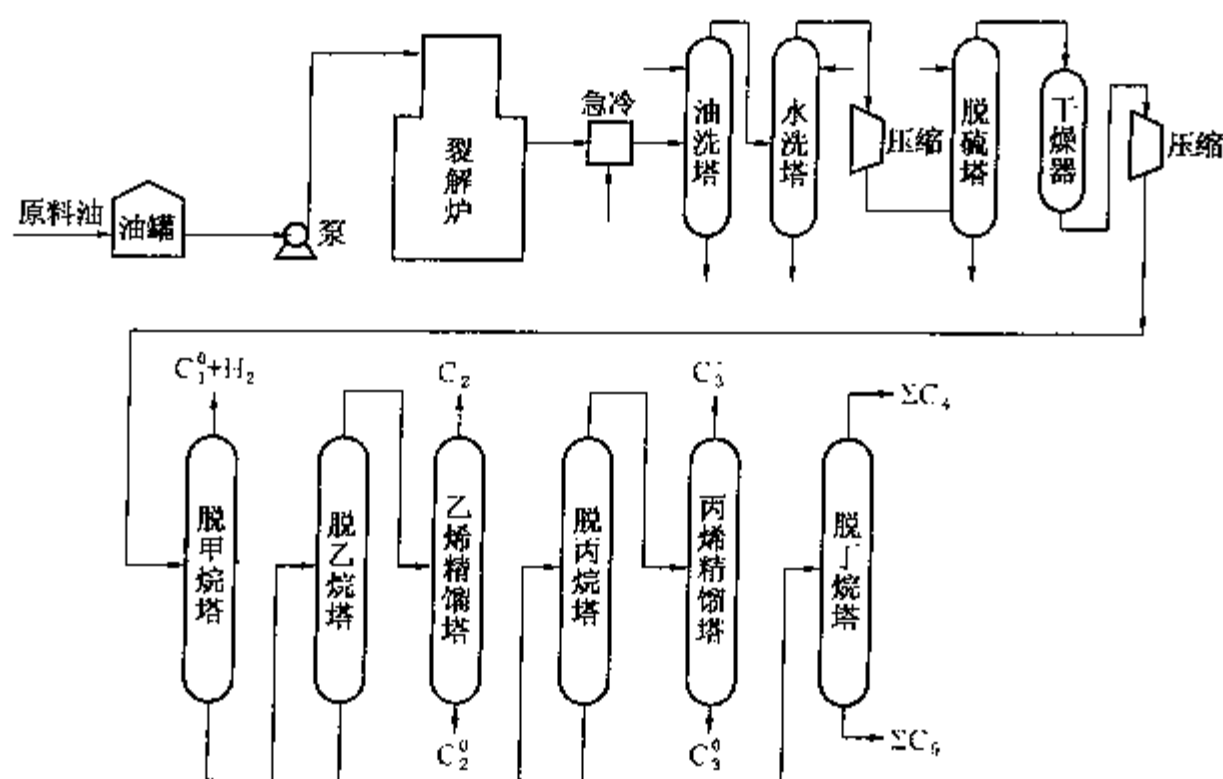


图2 烯烃生产原理流程图

构、操作方法、选型与发展方向等，培养学生运用这些基本理论分析和解决石油化工单元过程中各种工程实际问题的能力。因此，《石油化学工程原理》与《化工原理》、《单元操作》等属于同一学科，是石油院校化学工程与工艺、环境工程、应用化学、过程装备与控制工程、自动化等专业的重要技术基础课，对于独立工作能力、解决实际问题的能力的培养以及进行科学研究、发展新的技术和设备是很重要的。

要特别强调的是，希望读者通过对本书的学习，重视有关基本概念、基本知识以及基本方法的牢固掌握和结合工程实际的灵活运用。至于涉及本书各章更为深广的介绍，除有关的专题文献以外，一般可参阅《化学工程手册》<sup>[5]</sup>。

### 三、研究单元操作的基本方法及基本工具

对石油化工工业中的单元操作进行研究是生产发展的需要。在许多单元操作的研究过程中，人们逐渐认识到它们物理作用的本质只是动量传递、热量传递和质量传递三个传递过程，因此传递现象是研究各单元操作的关键所在。各单元操作也就有着共同的研究方法。

由于实际生产问题的复杂性，诸如设备的几何形状、被处理物料的物性的千变万化，要对一个个具体设备中的生产过程进行真实的数学描述并求解方程将是十分困难的。人们只能采用两种研究方法：一种方法是用实验研究方法直接测取各变量之间的关系，得出经验公式，从而避免了复杂的数学描述。但是这种经验公式的应用范围常常是极为局限的，而且不能反映过程的实质，只有在用别的方法均无法表达时才采用此类经验公式。另一种方法是数学模拟法，即在对过程细致观察的基础上，对实际问题的描述在保证主要部分准确的基础上进行合理的简化，从而建立起数学模型，然后进行实验，测定由上述数学模型所得出的方程式中的系数和指数。这种方法是半经验的，但是它基本上反映了过程的真实面貌，由此得出的半经验公式的应用范围便比较广，也在一定程度上反映了过程的实质，在化工计算中应用的大多数公式属于此类公式。

研究单元操作时，要用到四个基本概念，即质量守恒、能量守恒、相平衡关系和过程速率。化工计算中的物料衡算和能量衡算是前两个概念的应用，这两个衡算和相平衡、速率构

成研究单元操作的四个基本工具。

(一) 物料衡算

物料衡算的根据是质量守恒定律，即在一个单元过程中，进入的物料量必等于排出的物料量与该过程的积累量之和，即

$$\sum m_{in} = \sum m_{out} + m_s \tag{1}$$

式中  $\sum m_{in}$ ——进入的物料量之总和，kg；  
 $\sum m_{out}$ ——排出的物料量之总和，kg；  
 $m_s$ ——积累量，kg。

如果在过程中积累量为零，从物料方面来说，即为稳定过程，反之则是不稳定过程。由于此处所讨论的对象是物理过程，因此物料衡算方程式既适用于总物料的衡算，也适用于某一组分的物料衡算。物料衡算可以对一个单一的设备或设备的一部分进行，也可以包括全流程、全车间或全厂。物料衡算是石油化工过程的重要计算内容之一，它是整个设计计算的基础。进行物料衡算要确定衡算的范围和衡算的基准，一般常用单位时间或单位物料质量为准。采用单位时间作基准时：

$$\sum W_{in} = \sum W_{out} + \frac{dm_s}{d\tau} \tag{2}$$

式中  $\sum W_{in}$ 、 $\sum W_{out}$ ——进入及排出的物料质量流量的总和，kg/s；  
 $\frac{dm_s}{d\tau}$ ——物料质量积累速率，kg/s。

在连续稳定过程中，设备内应无物料积累增量，即 $\frac{dm_s}{d\tau}=0$ ，故  $\sum W_{in} = \sum W_{out}$ 。

【例1】 在某连续萃取设备中，用循环使用的煤油提取废蜡纸中的蜡，每小时废蜡纸处理量为200kg，其中含25%（质量分数，下同）的蜡及75%的纸。循环使用过的煤油中含3%的蜡。操作达到稳定后，由实验测得处理过的纸上沾有11.3%的煤油，此外还含有0.199%的蜡，余下的为纸，同时还测得用过的煤油中含蜡量增加到40.26%。试求每小时：

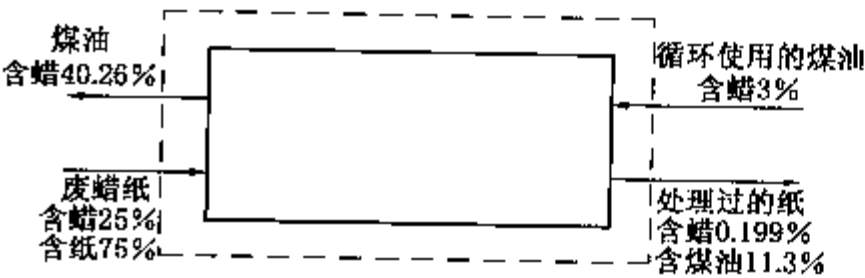


图3 例1附图

- (1) 从废蜡纸中提取蜡的质量数；
- (2) 循环煤油量；
- (3) 所获得的含蜡煤油量。

解：先依题画出示意图，如图3所示：

- (1) 每小时从废蜡纸中提取蜡的质量数

在萃取的过程中，纯纸的质量不会变化，故在物料计算中，以1kg纸为基准会使计算变得比较简单。

废蜡纸中含纸的质量数：

$$200 \times 0.75 = 150\text{kg/h}$$

废蜡纸中蜡对纯纸的质量比：

$$25/75 = 0.3333\text{kg 蜡/kg 纸}$$

处理过的纸中蜡对纯纸的质量比：

$$\frac{0.199}{100 - 0.199 - 11.3} = 0.00225 \text{ kg 蜡 / kg 纸}$$

每小时提取蜡的质量数:

$$150 \times (0.3333 - 0.00225) = 49.66 \text{ kg/h}$$

(2) 每小时循环煤油量

对图中虚线框作物料衡算, 以 1h 作为基准。

总物料衡算:

$$200 + W_1 = W_3 + W_2 \quad (\text{A})$$

蜡的衡算

$$200 \times 0.25 + 0.03W_1 = 0.00199W_3 + 0.4026W_2 \quad (\text{B})$$

式中  $W_1$ ——每小时循环煤油量, kg/h;

$W_2$ ——每小时获得含蜡煤油量, kg/h;

$W_3$ ——处理过的纸量(包括所含的蜡及煤油), kg/h。

前面已算得纯纸量为 150kg/h, 因此

$$W_3 = \frac{100}{100 - 0.199 - 11.3} \times 150 = 169.5 \text{ kg/h}$$

将  $W_3$  的值代入(A)、(B)两式, 联解求出每小时循环煤油量  $W_1 = 100.3 \text{ kg/h}$ 。

(3) 每小时所获得的含蜡煤油量

将  $W_1$  的值代入式(A)可得  $W_2 = 130.8 \text{ kg/h}$ 。

**【例 2】** 某炼油厂管式加热炉采用减压渣油作为燃料, 测得烟道气的体积组成(干基, 即不计烟道气中的水蒸气)为  $\text{CO}_2 12.9\%$ 、 $\text{O}_2 3.8\%$ 、 $\text{N}_2 83.3\%$ 。烟道气的温度为 623K, 绝对压强可视为与当地气压相同, 为 101.33kPa, 设外界空气含水蒸气量可忽略不计, 且燃料油中只含碳和氢, 试求:

(1) 实际空气用量与理论空气用量之比;

(2) 烟道气的湿基(即包括水蒸气在内)组成。

解: 取 100kmol 干烟道气为基准。

(1) 实际空气用量与理论空气用量之比

烟道气中的氮完全来自空气, 空气中含氮 79% (体积分数), 故产生 100kmol 的干烟道气所需的实际空气量为

$$100 \times \frac{0.833}{0.79} = 105.4 \text{ kmol}$$

由于烟道气中有氧存在, 但并无 CO 存在, 因此空气用量是过剩的, 100kmol 烟道气中氧含量为  $100 \times 0.038 = 3.8 \text{ kmol}$ 。相当的过剩空气量为

$$\frac{3.8}{0.21} = 18.1 \text{ kmol}$$

理论空气用量为  $105.4 - 18.1 = 87.3 \text{ kmol}$  空气

实际空气用量与理论空气用量之比为

$$\frac{105.4}{87.3} = 1.21$$

(2) 烟道气的湿基组成

空气总消耗量中氧的含量  $= 105.4 \times 0.21 = 22.13 \text{ kmol}$



干基烟道气中氧的含量 =  $100 \times 0.129 + 100 \times 0.038 = 16.7 \text{ kmol}$   
 两部分相差的氧必与燃料油中的氢化合而生成水蒸气，其量为  
 $(22.13 - 16.7) \times 2 = 10.86 \text{ kmol}$

烟道气总量 =  $100 + 10.86 = 110.86 \text{ kmol}$

烟道气的湿基组成为：

$\text{H}_2\text{O}$	$\frac{10.86}{110.86} \times 100\% = 9.8\%$
$\text{CO}_2$	$\frac{12.9}{110.86} \times 100\% = 11.6\%$
$\text{O}_2$	$\frac{3.8}{110.86} \times 100\% = 3.4\%$
$\text{N}_2$	$\frac{83.3}{110.86} \times 100\% = 75.2\%$

## (二) 能量衡算

根据能量守恒定律，对于连续、稳定操作过程，输入系统的总能量必等于输出系统的总能量。在这里，输入系统的总能量包括输入物料带进系统的能量及外界传入系统的热量，输出系统总能量包括输出物料带走的能量及系统对外界所做的功。

由于在许多化工设备中，主要涉及机械能和热能，因此本书主要涉及机械能衡算和热量衡算，其计算方法与物料衡算基本相同，也要确定衡算范围和基准，通常用单位质量或单位体积的总物料或单位时间作为能量衡算的基准。在热量衡算中基准温度的选定是十分重要的，从参考资料中查取热焓数值时，一定要注意其基准。因为化工计算中的焓值定义为物料所携带的热量，与物料的状态有关，是相对值，因此，在计算入方与出方物料的热焓时也必须保持相同的基准。

准确地进行某装置或某一范围的能量衡算，对于石油化工工程师是非常重要的，它可以提供设备内气液相流率大小的数据，也可以了解生产操作中能量利用和损失情况，以便确定设备的能力。

## (三) 相平衡关系

在炼油和石油化工生产中，涉及相间物质传递的单元操作很多，其中主要有蒸馏、吸收、吸附和萃取等。当不平衡的两相接触时在相间将发生物质交换，直至各相的性质（如温度、压力和组成等）不再变化为止。当达到这种状态时，我们称两相处于平衡状态。此时各相的组成通常是不相同的，各种分离过程正是利用这种平衡组成的差别来进行分离的。由于平衡状态是物质传递过程可能达到的极限程度，因此，表示平衡两相组成之间的关系可以用来判断传质过程进行的方向和可能达到的限度。

## (四) 过程速率

过程速率即单位时间通过某一指定面积的物质质量或热量。过程速率是决定过程设备尺寸的重要因素。任何一个体系，如果不是处于平衡状态，就必然向平衡状态变化，以多大的速率趋向平衡，这在工程上是极为重要的问题，它取决于体系的不平衡程度及影响过程变化的许多其他因素。体系的不平衡程度称为过程的推动力，而影响过程的其他因素则为过程阻力。过程的速率与推动力成正比，推动力的性质取决于过程的内容。动量传递过程的推动力是速度差；热量传递过程的推动力是温度差；质量传递过程的推动力是相浓度差。过程速率与过程阻力成反比，这种关系类似于电学中的欧姆定律。

在研究单元操作时，除了应用以上四个基本规律研究过程的变化和进行设备的设计计算以外，还要进行技术经济分析，以确定最优的过程方案。

四、单位制及单位换算

(一) 单位与单位制

一个物理量的大小是通过数值和单位来表示的。由于各种物理量之间存在着客观的联系，因此不必对每个物理量都单独进行选择，通常是选定几个必不可少的独立物理量，称之为基本量，所规定的基本量的单位则称为基本单位。其他物理量的单位可根据其定义或物理方程导出，所以这些物理量被称为导出量，其单位称为导出单位。例如当选定时间和长度为基本量，选定秒和米为基本单位时，速度便是导出量，其单位则为导出单位，在这里可以由定义写出为米/秒。

基本单位和导出单位的总和称为单位制。由于从不同的角度对基本量及其单位进行选择，就有了不同的单位制。在我国，根据国务院于1984年2月27日发布的《关于在我国统一实行法定计量单位的命令》，以国际单位制单位为基础，除保留少数国内外习惯或通用的非国际单位制的单位外，不允许再使用非法定计量单位。本书采用法定计量单位。过去我国采用的单位制为绝对单位制和工程单位制，为了便于读者查阅科技资料，有必要对此作一简单介绍，并应熟练掌握它们之间的换算。

1. 绝对单位制

厘米·克·秒制(简称CGS制)基本单位中，长度单位是厘米，质量单位是克，时间单位是秒。其他单位可由定义或物理方程导出。

米·千克·秒制(简称为MKS制)基本单位中，长度单位是米，质量单位是千克，时间单位是秒。

2. 工程单位制

绝对单位制过去常用于科学实验和数据手册中；而工程上则通用工程单位制，其基本单位中，长度单位是米，力的单位是公斤，时间单位是秒，在此制中，质量的单位就变为导出单位。

3. 国际单位制

过去由于各种不同的单位制混合使用，致使一个物理量常常有多种单位，这显然不利于科学技术的发展和国际交流。1960年10月第十一届国际计量会议制定了一种国际上统一的国际单位制，其代号为SI。国际单位制的基本量及其单位、辅助单位以及化工中常用的具有专门名称的导出单位分别列于表1及表2。

表1 国际单位制的基本单位和辅助单位

类 别	物 理 量	单 位 名 称	单 位 符 号
基 本 单 位	长 度	米	m
	质 量	千克	kg
	时 间	秒	s
	电 流	安[培]	A
	热力学温度	开[尔文]	K
	物质的量	摩[尔]	mol
	发光强度	坎[德拉]	cd
辅 助 单 位	平面角	弧 度	rad
	立体角	球面度	sr

注：[ ]内的字，在不致混淆的情况下可以省略。

表2 化工中常用的具有专门名称的国际单位制导出单位

物 理 量	单位名称	单位符号	用其他导出单位表示	用基本单位表示
频 率	赫[兹]	Hz		$s^{-1}$
力; 重力	牛[顿]	N		$m \cdot kg \cdot s^{-2}$
压力, 压强, 应力	帕[斯卡]	Pa	$N/m^2$	$m^{-1} \cdot kg \cdot s^{-2}$
能量; 功, 热	焦[耳]	J	$N \cdot m$	$m^2 \cdot kg \cdot s^{-2}$
功 率	瓦[特]	W	$J/s$	$m^2 \cdot kg \cdot s^{-3}$
摄氏温度	摄氏度	℃		

注: [ ] 内的字, 在不混淆的情况下可以省略。

(二) 单位换算

目前常用的许多科技数据资料以及工程图表仍有许多用绝对单位或工程单位表示, 其单位很可能是非法定单位; 在英、美等国仍有使用英制单位(磅、英尺、华氏温度等)的情况, 因此必须掌握同一物理量不同单位之间的换算关系。当对同一物理量采用不同单位度量时, 需要乘以两单位间的换算因数, 所谓换算因数就是物理量用不同单位表示时数值大小的关系。炼油和石油化工中常用的单位间换算因数可以从本书附录中查取。

【例3】 将某温度下原油的密度  $0.9\text{g/cm}^3$  换算成  $\text{kg/m}^3$  (SI 单位)。

解: 由于  $1\text{g} = 10^{-3}\text{kg}$ ,  $1\text{cm}^3 = 10^{-6}\text{m}^3$

则  $\rho = 0.9\text{g/cm}^3 = 0.9 \times 10^{-3}\text{kg}/(1 \times 10^{-6}\text{m}^3) = 0.9 \times 10^3\text{kg/m}^3$

因此, 把密度的单位由  $\text{g/cm}^3$  换算成  $\text{kg/m}^3$  的换算因数为 1000。

【例4】 将压力  $p = 1\text{kgf/cm}^2$  换算成 kPa。

解: 由于  $1\text{kgf} = 9.81\text{N}$ ,  $1\text{cm}^2 = 1 \times 10^{-4}\text{m}^2$

则  $1\text{kgf/cm}^2 = 1 \times 9.81\text{N}/(1 \times 10^{-4}\text{m}^2) = 9.81 \times 10^4\text{N/m}^2 = 9.81 \times 10^4\text{Pa} = 98.1\text{kPa}$

故  $\text{kgf/cm}^2$  与 kPa 之间的换算因数为 98.1。

【例5】 将压力  $p = 14.7\text{lbf}(\text{磅力})/\text{in}^2(\text{英寸}^2)$  换算成 kPa。

解:

由于  $1\text{lb} = 0.454\text{kgf} = 0.454 \times 9.81\text{N} = 4.45\text{N}$

$1\text{in}^2 = 1 \times (2.54)^2\text{cm}^2 = 6.45\text{cm}^2 = 6.45 \times 10^{-4}\text{m}^2$

则  $1\text{lbf/in}^2 = 4.45/6.45 \times 10^{-4}\text{N/m}^2 = 6.9 \times 10^3\text{Pa} = 6.9\text{kPa}$

$p = 14.7\text{lbf/in}^2 = 14.7 \times 6.9\text{kPa} = 101.4\text{kPa}$

【例6】 将  $50^\circ\text{C}$  某原油的比热容  $c_p = 0.48\text{cal}/(\text{g} \cdot ^\circ\text{C})$  换算成  $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$  (SI 单位)。

解: 由附录查得  $1\text{cal} = 4.187\text{J}$ ,  $1\text{g} = 10^{-3}\text{kg}$

故  $c_p = 0.48\text{cal}/(\text{g} \cdot ^\circ\text{C}) = 0.48 \times 4.187 \times 10^3\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K}) = 2.01 \times 10^3\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

由以上计算还可知, 比热容的  $\text{cal}/(\text{g} \cdot ^\circ\text{C})$  与  $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$  单位间的换算因数为  $4.187 \times 10^3$ 。

参 考 文 献

[1] 金湧等. 化学工程迈入 21 世纪. 化工进展, 2000, 19(1): 5~10  
[2] 天津大学化工原理教研室编. 化工原理(上册). 天津: 天津科学技术出版社, 1983  
[3] 姚玉英等编. 化工原理例题与习题(下册). 北京: 化学工业出版社, 1984  
[4] 上海化工学院等编. 化学工程(第一册). 北京: 化学工业出版社, 1980

[5] 《化学工程手册》编委会. 化学工程手册. 第二版. 北京: 化学工业出版社, 1996

## 习 题

1. 某塔内压力为  $1.4 \text{ kgf/cm}^2$ , 试用 SI 单位表示此压力。

2. 空气在  $100^\circ\text{C}$  时的比热为  $0.24 \text{ kcal}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ , 试分别以  $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$  和  $\text{Btu}/(\text{lb} \cdot ^\circ\text{F})$  表示。

(注: Btu——英热单位, 1Btu 相当于 1lb 水升高  $1^\circ\text{F}$  所需的热量。)

3. 将  $40^\circ\text{C}$  换算成 K,  $^\circ\text{F}$ , R。

4. 气体常数  $R = 8.314 \text{ J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ , 试通过换算分别以  $\text{kcal}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$ 、 $\text{kgf} \cdot \text{m}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$  和  $\text{atm} \cdot \text{m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{K})$  等单位表示。

5. 苯的饱和蒸气压与温度的关系符合下述经验公式:

$$\ln p = 15.9008 - \frac{2788.51}{T - 52.36}$$

式中  $p$ ——饱和蒸气压, mmHg;

$T$ ——热力学温度, K。

今需将式中  $p$  的单位改为 Pa, 试对该式加以变换。



# 第一章 流体流动

## 第一节 流体及其主要物理性质

### 一、流体及其特点

从力学的特征讲，气体和液体是一种受任何微小剪切力都能连续变形的物质，它们几乎没有抵抗变形的能力，不但整体会产生运动，其内部质点也易发生相对运动。气体和液体具有这种易变形的特征，就是其流动性。这是与固体最显著的区别，因此把气体和液体统称为流体。

在炼油、石油化工等生产过程中，不论是所处理的原料、还是中间品或产品，大多都是流体；而且生产过程都是在流体流动下进行的，在炼油和石油化工厂中有纵横交错的管道和众多的机泵在各生产设备之间输送流体。这就说明流体流动不但普遍存在，而且流体流动的状况对生产过程正常而高效进行、能量消耗、设备投资等密切相关，同时对传热、传质等其他单元操作的研究也离不开流体流动的基本规律。因此，流体流动是炼油、石油化工等生产过程中一个很重要的单元操作。

液体和气体虽然都是流体，但在研究流体流动的基本原理时也要注意它们之间的区别。液体与气体相比，液体分子间距离较小，分子间的吸引力较大，液体具有一定的体积，在容器中能够形成一定的自由表面；液体的体积随压力变化很小，随温度的变化也不很显著，说明液体不易被压缩，因此可把液体视为不可压缩的流体。而气体则不然，气体没有一定的体积，总是充满容纳它的整个容器；当压力和温度变化时，其体积变化比较大，说明气体很容易被压缩，因此把气体视为可压缩流体。

### 二、连续介质的假定

任何流体都是由大量的彼此之间有一定空隙的分子所组成，而且各个分子作着随机的和混乱的运动。这就是说，从微观角度观察，流体并不是连续分布的介质，且存在着随机的分子运动。但是，在研究流体流动规律时，目的不是研究微观的分子运动，而是研究流体的宏观的机械运动。因此，可以取流体质点作为最小的研究对象。所谓流体质点系指一个含有足够多分子的流体微元，其大小远小于容器或管道的尺寸，但比分子的自由程却要大得多。这样，可以不去考虑分子间存在的空隙，而把流体视为由无数连续分布的、彼此间没有空隙的流体质点所组成的连续介质，这就是流体的连续介质的假定。这样，就可以摆脱流体内部复杂的分子运动，而从宏观角度来研究流体流动的基本原理和流动规律；同时还可以将流体的物理性质和流动参数在空间看作连续分布，从而可以用微分方程等数学工具研究流体流动的规律。

实践证明，流体的连续介质假定对大多数工程技术问题都是适合的，但对某些特殊问题则是不适用的，如在高度真空下的气体，由于气体分子相当稀薄，就不能视为连续介质，对此要采用分子运动论的微观方法进行研究。

三、流体的物理性质

流体的物理性质很多，此处仅讨论与流体流动密切相关的几个主要物理性质。

(一) 流体的密度

单位体积流体所具有的质量称为流体的密度，通常以  $\rho$  表示。流体的密度是流体的重要属性之一，表征流体内部流体质点的质量的密集程度。对于均质流体，其密度的表达式为

$$\rho = \frac{m}{V} \tag{1-1}$$

式中  $\rho$ ——流体的密度， $\text{kg/m}^3$ ；  
 $m$ ——流体的质量， $\text{kg}$ ；  
 $V$ ——流体的体积， $\text{m}^3$ 。

不同的流体其密度是不同的。对于任何一种流体，其密度随其所具有的压力和温度而变化，即

$$\rho = f(p, T) \tag{1-2}$$

液体为不可压缩流体，其密度随压力变化很小，可以忽略不计(除极高压力外)。温度对液体的密度有一定的影响，因此对液体的密度都应注明相应的温度条件。气体是可压缩流体，其密度随压力和温度的变化较大，因此气体的密度必须注明其状态。

流体的密度一般可在化工手册或有关资料中查得，本书附录也列出了某些常见的气体和液体的密度数值，以供使用时查取。表 1-1 列出了某些液体和油品的密度；表 1-2 列出了在标准大气压下水、空气和汞的密度随温度变化的数值。

表 1-1 油品和常用液体的密度

液 体	温度/℃	密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	液 体	温度/℃	密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
蒸馏水	4	1000	重 油	15	890 ~ 940
海 水	4	1020 ~ 1030	沥 青	15	930 ~ 950
原 油	15	860 ~ 930	甘 油	0	1260
航空汽油	15	650	汞	0	13600
车用汽油	15	700 ~ 750	四氯化碳	20	1600
喷气燃料	15	780	酒 精	15	790 ~ 800
煤 油	15	790 ~ 820	苯	20	879
柴 油	15	820 ~ 870	甲 苯	20	866
润滑油	15	890 ~ 920			

表 1-2 不同温度下的水、空气和汞的密度  $\text{kg/m}^3$

流体名称	温 度/℃						
	0	10	20	40	60	80	100
水	999.87	999.73	998.23	992.24	983.24	971.83	958.38
空 气	1.29	1.24	1.20	1.12	1.06	0.99	0.94
汞	13600	13570	13550	13500	13450	13400	13350

当气体所处的压力不太高、温度不太低时，可按理想气体来处理，其密度  $\rho$  可近似地按理想气体状态方程式进行计算，即

$$\rho = \frac{pM}{RT} \tag{1-3}$$

式中  $p$ ——气体的压力, kPa;

$T$ ——气体的温度, K;

$M$ ——气体的摩尔质量, g/mol;

$R$ ——气体常数,  $8.314\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ 。

显然, 气体的密度也可按下式进行计算, 即

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 p}{T p_0} \quad (1-4)$$

上式中的  $\rho_0$  为标准状态 ( $p_0 = 101.3\text{kPa}$  及  $T_0 = 273.15\text{K}$ ) 下的气体密度, 其值为  $\rho_0 = M/22.4$ ,  $\text{kg}/\text{m}^3$ 。

当气体的状态偏离理想状态较大时, 其密度  $\rho$  应采用真实气体状态方程式进行计算。

在工程实际中所遇到的流体, 往往是含有几个组分的混合物。混合物的密度系指单位体积的混合物所具有的质量, 通常以符号  $\rho_m$  表示。而手册中所列出的通常为纯物质的密度, 流体混合物的平均密度  $\rho_m$  可近似地按以下方法计算。

对于液体混合物, 各组分的组成通常用质量分数表示。现以  $1\text{kg}$  混合液体为基准, 若各组分在混合前后其体积不变, 则  $1\text{kg}$  混合液体的体积应等于各组分单独存在时的体积之和, 即

$$\frac{1}{\rho_m} = \sum \frac{x_{w,i}}{\rho_i} \quad (1-5)$$

式中  $\rho_m$ ——混合液体的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$\rho_i$ ——混合液体中纯  $i$  组分的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$x_{w,i}$ ——混合液体中  $i$  组分的质量分数。

对于气体混合物, 各组分的组成通常用体积分数表示。现以  $1\text{m}^3$  混合气体为基准, 若各组分在混合前后其质量不变, 则  $1\text{m}^3$  混合气体的质量应等于各组分的质量之和, 即

$$\rho_m = \sum (\rho_i y_{v,i}) \quad (1-6)$$

式中  $\rho_m$ ——混合气体的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$\rho_i$ ——混合气体中纯  $i$  组分的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$y_{v,i}$ ——混合气体中  $i$  组分的体积分数。

对于理想气体混合物, 其平均密度  $\rho_m$  也可按式(1-3)计算, 此时应以气体混合物的平均摩尔质量  $M_m$  代替式中气体的摩尔质量  $M$ , 即

$$\rho_m = \frac{p M_m}{RT} \quad (1-7)$$

气体混合物的平均摩尔质量可按下式计算, 即

$$M_m = \sum (M_i y_i) \quad (1-8)$$

式中  $M_i$ ——混合气体中  $i$  组分的摩尔质量, g/mol;

$y_i$ ——混合气体中  $i$  组分的摩尔分数。

## (二) 流体的相对密度

对于液体, 其相对密度是指该液体的密度与  $277.15\text{K}$  (即  $4^\circ\text{C}$ ) 时纯水的密度之比, 以  $d_4^t$  表示, 其表达式为:

$$d_4^t = \frac{\rho}{\rho_w} \quad (1-9)$$

式中  $d_4^t$ ——液体在温度  $t^\circ\text{C}$  时的相对密度，无因次；

$\rho$ ——液体在  $t^\circ\text{C}$  时的密度， $\text{kg}/\text{m}^3$ ；

$\rho_w$ ——纯水在  $4^\circ\text{C}$  时的密度， $\text{kg}/\text{m}^3$ 。

在欧美各国，常用  $15.6^\circ\text{C}$  ( $60^\circ\text{F}$ ) 的纯水作为参考物质计算液体的相对密度。在石油行业常采用国际惯例，使用  $^\circ\text{API}$  (读作 API 度，或比重指数) 表示油品的轻重。 $^\circ\text{API}$  可由下式根据  $15.6^\circ\text{C}$  时油品的相对密度  $d_{15.6}^{15.6}$  进行计算，即：

$$^\circ\text{API} = \frac{141.5}{d_{15.6}^{15.6}} - 131.5 \quad (1-10)$$

液体在  $t^\circ\text{C}$  时的相对密度  $d_4^t$  与  $d_{15.6}^t$  之间的换算关系式为：

$$d_4^t = 0.9990 d_{15.6}^t \quad (1-11)$$

### (三) 流体的比体积

单位质量流体所占有的体积，称为流体的比体积，以  $v$  表示，单位为  $\text{m}^3/\text{kg}$ 。显然，流体的比体积与其密度互为倒数，即

$$v = \frac{V}{m} = \frac{1}{\rho} \quad (1-12)$$

### (四) 流体的黏度

1. 流体的黏性 虽然流体在静止时不能承受切向力，但当实际流体运动并且相邻流体层之间发生相对运动时，相邻流体层之间便产生抵抗流体层发生相对运动的剪切力 (又称为内摩擦力或黏滞力)。流体这种抵抗相邻流体层发生相对运动的性质称为流体的黏性，是流体的固有物理性质之一。流体的黏性是由于流体分子之间吸引力和分子运动与碰撞而产生的，是分子微观运动的一种宏观表现。流体无论静止还是运动，其黏性总是存在的，只有流体在流动时其黏性才能表现出来。以流体在圆形管内的流动力例，由于流体的黏附力和流体本身的黏滞力，使管内流体的流动速度在管径向上产生差异。紧贴管内壁处的流体附着在管壁上，其速度为零。离管壁越远处流体的速度越大，在管中心处流体的速度最大。这样，可以把管内流体流动看成是许多无限薄、速度不同的圆筒形流体的流动，如图 1-1 所示。当高速度流体层的流体分子由于分子运动进入低速度流体层时，将使低速度流体层的速度增加，也就是高速度流体层对低速度流体层施加一个剪应力，其方向与流动方向相同。相反，当低速度流体层的流体分子由于分子运动进入高速度流体层时，将使高速度流体层的速度降低，也就是低速度流体层对高速度流体层施加一个剪应力，其方向与流动方向相反。(两个剪应力大小相等，方向相反，互为作用力和反作用力。)

2. 牛顿黏性定律 I. Newton 经过大量的实验研究提出了确定流体内摩擦力的牛顿黏性定律。

如图 1-2 所示，设有间距很小、长和宽足够大的两块平行平板 A、B，其间充满某种液体。若将 A 板固定，而对 B 板施加一个恒定的切向推力，则 B 板就以恒定速度  $u$  沿  $x$  方向



图 1-1 流体在圆形管内分层流动示意图

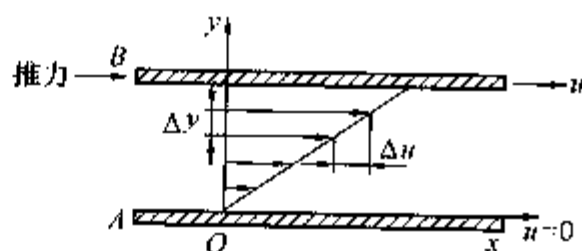


图 1-2 平板间流体层流速变化图

作匀速运动。此时，两板之间的液体就会分成无数平行的薄层而运动。黏附在  $B$  板底面的一薄层液体也以速度  $u$  随  $B$  板而运动，以下各液体层的速度依次降低，直至黏附在  $A$  板表面上的流体层速度为零。当速度  $u$  不是很大时， $A$ 、 $B$  两板之间液体层速度变化规律将呈线性关系，如图 1-2 所示。

实验证明，对于大多数流体，相邻流体层之间的剪切力  $F$  与两流体层之间的速度差  $\Delta u$  成正比，与两流体层之间的垂直距离  $\Delta y$  成反比，与两流体层之间的接触面积  $S$  成正比，即

$$F \propto \frac{\Delta u}{\Delta y} S \tag{1-13}$$

引入比例系数  $\mu$ ，则有

$$F = \mu \frac{\Delta u}{\Delta y} S \tag{1-14}$$

单位面积上的内摩擦力 ( $F/S$ ) 称为内摩擦应力或剪应力，以  $\tau$  表示，则

$$\tau = \mu \frac{\Delta u}{\Delta y} \tag{1-15}$$

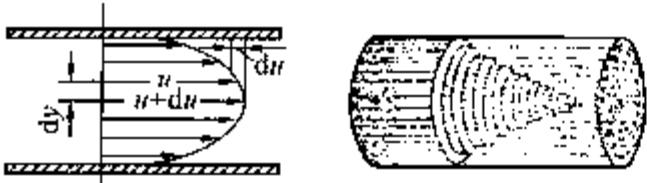


图 1-3 管内流体层的速度分布

当流体在圆形直管内流动时，径向速度的变化规律 (即速度分布) 并非直线关系，而是呈曲线变化，如图 1-3 所示。此时式 (1-15) 应写成：

$$\tau = \mu \frac{du}{dy} \tag{1-16}$$

式中  $\tau$  ——剪应力，即单位面积上的内摩擦力， $N/m^2$ ；

$\frac{du}{dy}$  ——速度梯度，即与流动方向垂直的方向上流体速度变化率， $1/s$ ；

$\mu$  ——比例系数，称为流体的黏滞系数或动力黏度，简称黏度。有时也称绝对黏度。

式 (1-15) 和式 (1-16) 所表示的关系，称为牛顿黏性定律。凡符合牛顿黏性定律的流体，称为牛顿型流体。

3. 流体的黏度 由式 (1-16) 可知，黏度的物理意义是当流体流动的速度梯度等于 1 时，单位面积上由于流体的黏性所产生的内摩擦力的大小。因此，黏度是一个有单位的量，其数值取决于流体种类及其温度。在 SI 制中，黏度的单位可通过式 (1-16) 导出，即

$$[\mu] = \left[ \frac{\tau}{\frac{du}{dy}} \right] = \frac{N/m^2}{\frac{m/s}{m}} = \frac{N \cdot s}{m^2} = Pa \cdot s (\text{帕} \cdot \text{秒})$$

在物理制中，黏度的单位为

$$[\mu] = \left[ \frac{\tau}{\frac{du}{dy}} \right] = \frac{\text{dyn/cm}^2}{\frac{\text{cm/s}}{\text{cm}}} = \frac{\text{dyn} \cdot \text{s}}{\text{cm}^2} = P (\text{泊})$$

由于泊作为黏度单位比较大，以其表示的流体黏度数值便很小，使用不方便，通常采用 cP (厘泊) 作为黏度的单位，则  $1\text{cP} = 0.01\text{P}$  或  $1\text{P} = 100\text{cP}$ 。

黏度的物理制单位与 SI 制单位之间的换算关系为

$$1\text{cP} = 0.01\text{P} = \frac{1}{100} \frac{\text{dyn} \cdot \text{s}}{\text{cm}^2} = \frac{1}{100} \times \frac{100000 \text{ N} \cdot \text{s}}{\left(\frac{1}{100}\right)^2 \text{ m}^2}$$

$$= \frac{1}{1000} \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2} = 1 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$$

或

$$1 \text{Pa} \cdot \text{s} = 1000 \text{cP}$$

从有关手册和本书附录中可以查得某些常用流体的黏度。

在流体流动计算中，还常使用黏度与密度的比值，称为运动黏度，以  $\nu$  表示，即

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (1-17)$$

运动黏度的 SI 制单位和工程单位制单位均为  $\text{m}^2/\text{s}$ 。过去运动黏度的单位也常用  $\text{cm}^2/\text{s}$ ，称为斯托克斯，习惯上称沱，以 St 表示；沱的 1/100 称为厘沱，以 cSt 表示。

$$1 \text{St} = 100 \text{cSt} = 1 \times 10^{-4} \text{m}^2/\text{s}$$

$$1 \text{cSt} = 10^{-2} \text{St} = 1 \text{mm}^2/\text{s}$$

黏度是流体的重要物理性质之一，其数值由实验测定。温度对流体黏度的影响很大，图 1-4 和图 1-5 分别表示了某些常用液体和气体的黏度及其随温度的变化规律。由图可见，气体的黏度远小于液体的黏度，而且液体和气体的黏度随温度呈相反的变化关系。液体的黏度随温度的升高而减小，而气体的黏度却随温度的升高而增大。这是因为黏度的物理本质是分子间吸引力和分子的运动与碰撞。由于液体分子间的距离比气体小得多，因而液体分子间的吸引力比气体要大得多，这就构成液体和气体黏性的主要因素不同，即分子间的吸引力是构成液体黏性的主要因素，当温度升高时，分子间的距离增大，吸引力减小，故液体黏度降低；相反，气体分子间的吸引力微不足道，构成气体黏性的

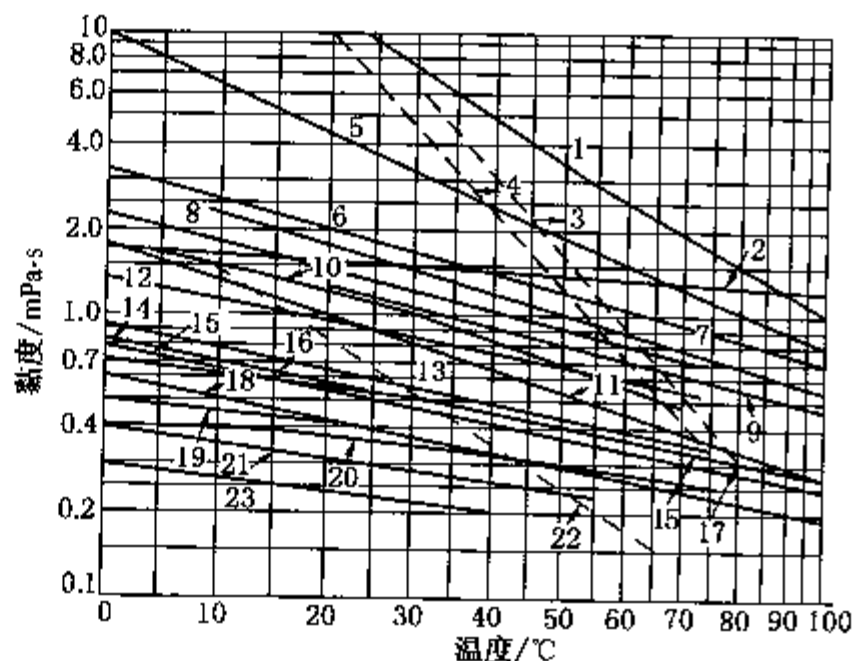


图 1-4 液体的黏度

- 1—酚；2—汞；3—甘油；4—蓖麻油；5—苯胺；  
6—硝基苯；7—甲酸；8—松节油；9—醋酸；  
10—乙醇；11—水；12—四氯化碳；13—苯；  
14—甲醇；15—甲苯；16—氯仿；17—辛烷；  
18—醋酸乙酯；19—庚烷；20—二硫化碳；  
21—己烷；22—橄榄油；23—乙醚

主要因素是气体分子作混乱运动时在不同速度的流体层间所进行的动量交换，温度愈高，气体分子的混乱运动和碰撞愈强烈，动量交换愈频繁，气体的黏度就愈大。压力对液体的黏度基本没有影响，对气体黏度的影响也很小，在工程计算中可忽略，只有在极高或极低的压力下，才需要考虑压力对气体黏度的影响。

在工业生产中常会遇到各种流体的混合物。对流体混合物的黏度，一般通过实验测定。如缺乏实验数据时，可参考有关资料选用适宜的经验公式进行估算。

对于分子不缔合的液体混合物的黏度，可采用下式进行估算，即

$$\lg \mu_m = \sum (x_i \lg \mu_i) \quad (1-18)$$

式中  $\mu_m$ ——液体混合物的黏度， $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ；

$x_i$ ——液体混合物中  $i$  组分的摩尔分数；

$\mu_i$ ——与液体混合物相同温度下的  $i$  组分的黏度， $\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。



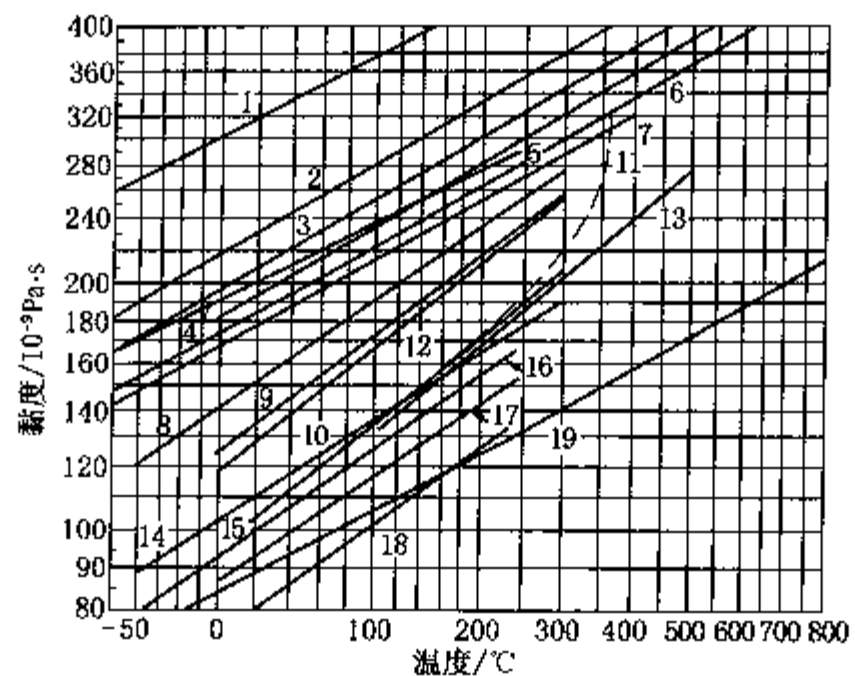


图 1-5 气体在 101.3kPa 下的黏度

- 1—Ne; 2—Ar; 3—O<sub>2</sub>; 4—He; 5—NO; 6—空气; 7—CO、N<sub>2</sub>; 8—CO<sub>2</sub>、N<sub>2</sub>O; 9—Cl<sub>2</sub>;  
10—SO<sub>2</sub>; 11—饱和水蒸气; 12—NH<sub>3</sub>; 13—过热水蒸气; 14—CH<sub>4</sub>; 15—C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>;  
16—C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>; 17—C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>; 18—C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>; 19—H<sub>2</sub>

对于常压下气体混合物的黏度，可采用下式估算，即

$$\mu_m = \frac{\sum (y_i \mu_i M_i^{1/2})}{\sum (y_i M_i^{1/2})} \tag{1-19}$$

- 式中  $\mu_m$ ——常压下气体混合物的黏度，Pa·s；  
 $y_i$ ——气体混合物中*i*组分的摩尔分率；  
 $\mu_i$ ——与气体混合物同温度下的*i*组分的黏度；  
 $M_i$ ——气体混合物中*i*组分的相对分子质量。

## 第二节 流体静力学

流体静力学是研究静止状态下流体在外力作用下的平衡规律。流体在静止状态下，只受到重力和压力的作用。前者为质量力，质量力是作用在流体的每一个质点上，并与流体的质量成正比，对均质流体也与流体的体积成正比，所以又称体积力；后者为表面力，它是垂直作用在被研究流体体积的表面上，与作用的表面积成正比。由于重力就是地心引力，可以看作不变时，起变化的仅是压力。因此，流体静力学实质上是研究静止流体内部压力的变化（分布）规律及其在实际工程中的应用。

### 一、流体的静压强

流体垂直作用于单位面积上的力称为流体的静压强，简称压强，习惯上称为压力，其表达式为

$$p = \frac{F}{A} \tag{1-20}$$

- 式中  $p$ ——流体的压力，N/m<sup>2</sup>；  
 $F$ ——垂直作用于流体表面上的力，N；  
 $A$ ——作用面积，m<sup>2</sup>。

在静止流体中，流体的压力除了垂直于作用面外，还有一个重要特性，即流体内任一点的各个方向上的压力均相等。因流体是连续的介质，故流体内的压力是空间位置的连续函数，即

$$p = f(x, y, z) \tag{1-21}$$

压力的 SI 单位是  $\text{N/m}^2$ ，称为帕斯卡，以 Pa 表示。但在实际工程中还有一些常用的习惯单位，如标准大气压(atm)、工程大气压(at 或  $\text{kgf/cm}^2$ )以及液柱高度如米水柱( $\text{mH}_2\text{O}$ )、毫米汞柱( $\text{mmHg}$ )等，它们之间的换算关系为

$$1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg} = 10.33 \text{ mH}_2\text{O} = 1.013 \times 10^5 \text{ Pa}$$

$$1 \text{ at} = 1 \text{ kgf/cm}^2 = 735.6 \text{ mmHg} = 10 \text{ mH}_2\text{O} = 9.807 \times 10^4 \text{ Pa}$$

显然  $1 \text{ atm} = 1.033 \text{ at}$

流体的压力可以根据不同的基准来表示。以绝对真空为基准表示的压力称为绝对压力(简称绝压)，是流体的真实压力；以当地大气压力为基准表示的压力称为表压力(简称表压)或真空度，分别表示被测流体压力高于或低于当地大气压力的数值，是压力表上的读数。当被测流体的绝对压力高于当地大气压力时，常用表压表示；当被测流体的绝对压力低于当地大气压力时，常用真空度或负压表示。它们之间有如下关系：

$$\text{绝对压力} = \text{表压力} + \text{当地大气压力}$$

$$\text{绝对压力} = \text{当地大气压力} - \text{真空度}$$

绝对压力与表压力、真空度之间的关系也可以用图 1-6 表示。

在工程上，把流体的绝对压力等于、高于和低于外界大气压力的系统分别称为常压系统、压力系统和真空(或负压)系统。

应当指出，外界大气压力的数值随大气温度、湿度及所处地区的海拔高度而变化，所以在用表压或真空度表示被测流体的压力时，应注明当地大气压力的大小数值。另外，为避免混淆，在压力的数值后应注明是绝压、表压还是真空度。

**【例 1-1】** 某设备进口真空表和出口压力表上的读数分别为  $120 \text{ mmHg}$  和  $1.2 \text{ kgf/cm}^2$ ，试求进口和出口处的绝对压力分别为多少 Pa？当地大气压力为  $750 \text{ mmHg}$ 。

解：该设备的进口和出口绝对压力分别以  $p_1$  和  $p_2$  表示，则

$$\begin{aligned} p_1 &= 750 - 120 = 630 \text{ mmHg} \\ &= 630 \times 133.3 \text{ Pa} = 8.4 \times 10^4 \text{ Pa} \\ p_2 &= \frac{750}{735.6} + 1.2 = 2.22 \text{ kgf/cm}^2 \\ &= 2.22 \times 9.807 \times 10^4 \text{ Pa} \\ &= 2.18 \times 10^5 \text{ Pa} \end{aligned}$$

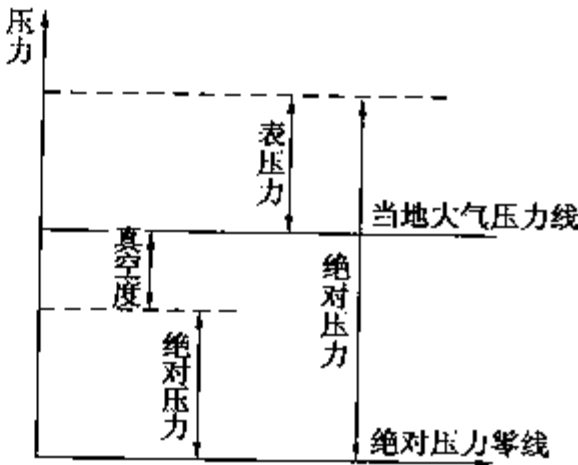


图 1-6 绝对压力与表压力、真空度间的关系

## 二、流体静力学基本方程式

描述静止流体内部压力变化(分布)规律的数学表达式称为流体静力学基本方程式,该方程式可通过下面的方法进行推导。

在静止流体中取出一个边长各为  $dx$ 、 $dy$ 、 $dz$  的微元平行六面体,其体积为  $dV = dxdydz$ ,如图 1-7 所示,设微元平行六面体中心点为  $O$ ,该点的流体压力为  $p$ 。由于静止流体内的压力是空间坐标的连续函数,作用在微元平行六面体各个面上的压力如图所示。设流体的密度为  $\rho$ ,则微元平行六面体所受的重力为  $dG = \rho g dV = \rho g dxdydz$ 。由于微元平行六面体的流体处于静止状态,则根据平衡条件,作用在  $x$ 、 $y$ 、 $z$  各个方向上的力的总和应等于零。

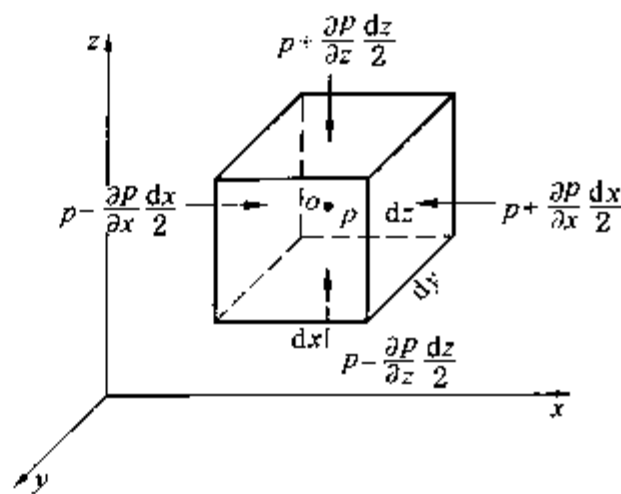


图 1-7 微元平行六面体的受力图

对  $z$  轴方向的平衡方程(取向上的力为正)为

$$\left(p - \frac{1}{2} \frac{\partial p}{\partial z} dz\right) dxdy - \left(p + \frac{1}{2} \frac{\partial p}{\partial z} dz\right) dxdy - \rho g dxdydz = 0$$

经整理为

$$-\frac{\partial p}{\partial z} - \rho g = 0 \quad (1-22)$$

同理,对  $x$  轴方向和  $y$  轴方向的平衡方程分别为

$$-\frac{\partial p}{\partial x} = 0 \quad (1-23)$$

和

$$-\frac{\partial p}{\partial y} = 0 \quad (1-24)$$

式(1-22)、(1-23)和(1-24)是 Leonard Euler 在 1755 年首先提出的,故称为欧拉平衡微分方程式。由该方程式可以看出,静止流体内同一水平面上各点的压力是相同的,流体的压力只沿着高度变化,因此式(1-22)可改写为

$$\rho g dz + dp = 0 \quad (1-25)$$

若流体是不可压缩流体,即其密度  $\rho$  为常数,则上式积分可得

$$\rho g z + p = C(\text{常数}) \quad (1-26)$$

将上式应用于图 1-8 中 1、2 两点,则有

$$\rho g z_1 + p_1 = \rho g z_2 + p_2 \quad (1-27)$$

或

$$p_2 = p_1 + (z_1 - z_2) \rho g \quad (1-28)$$

如果取图 1-8 中自由液面上  $O$  点和液体内部距自由液面的垂直距离为  $h$  的任一点(其压力为  $p$ ),则有

$$p = p_0 + h \rho g \quad (1-29)$$

式(1-26)至式(1-29)称为流体静力学基本方程式,均表示静止流体内部压力的变化(分布)规律。它适用于静止状态下的不可压缩流体。流体静力学基本方程式的形式虽然简单,但它包含了许多基本概念。

(1) 对一定的液体,当容器中自由液面上的压力  $p_0$  一定时,静止液体内部任一点压力的数值仅与该点距自由液面的深度有关,与容

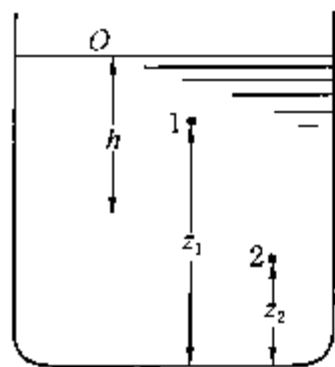


图 1-8 静止流体内部压力分布

器的形状无关，越深则其压力越大。

(2) 当自由液面上方压力  $p_0$  改变任一数值时，必然以同样的大小传递到液体内部各点。这就是著名的巴斯噶原理，工程上的水压机和液压传动装置等都以此原理为依据。

(3) 在静止、连续的同一液体的同一水平面上，各点压力相等，即等压面为一水平面。在不同形状的连通器中也是这样。液面计以此为依据。

(4) 由于气体为可压缩流体，流体静力学基本方程式不适用于气体。但在炼油和石油化工工程中，一般气体空间较小，压力变化不大，其密度可近似视为常数，此时静力学基本方程式也可以用于气体。同时，由于气体密度比液体小得多，在工程上一般可近似地认为整个空间内的气体压力相等。

**【例 1-2】** 如图 1-9 所示，敞口容器内盛有油和水。油的密度为  $800\text{kg/m}^3$ ，油层高度  $h_1 = 700\text{mm}$ ；水的密度为  $1000\text{kg/m}^3$ ，水层高度  $h_2 = 600\text{mm}$ 。点 A 和点 A'、点 B 和点 B' 处于同一水平面上。当地大气压力  $p_a$  为  $740\text{mmHg}$ ，试问

(1) 点 A 与点 A'、点 B 与点 B'、点 O 与点 O' 处的流体压力是否相等？

(2) 点 A 处的流体压力为多少 Pa？

(3) 水管内的液层高度  $h$  为多少？

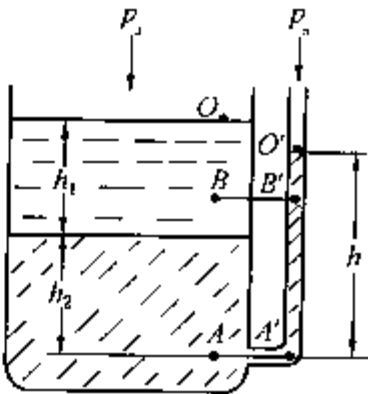


图 1-9 例 1-2 附图

**解：**(1) 因点 A 和点 A' 在静止、连续的同一液体(水)的同一水平面上，故点 A 与点 A' 处的流体压力相等。因点 B 与点 B' 虽在静止流体的同一水平面上，但不在连续的同一液体内，故点 B 与点 B' 处的流体压力不相等。点 O 与点 O' 虽不在同一水平面上，但同处于一个气体空间，所以点 O 与点 O' 处的流体压力相等，其数值为大气压力。

(2) 由静力学基本方程式可求得点 A 处流体的绝对压力和表压力分别为

$$\begin{aligned} p_A &= p_a + h_1 \rho_1 g + h_2 \rho_2 g \\ &= 740 \times 133.3 + (0.7 \times 800 + 0.6 \times 1000) \times 9.807 \\ &= 1 \times 10^5 + 1.16 \times 10^3 \\ &= 1.01 \times 10^5 \text{ Pa} \\ p_A &= h_1 \rho_1 g + h_2 \rho_2 g \\ &= (0.7 \times 800 + 0.6 \times 1000) \times 9.807 \\ &= 1.16 \times 10^3 \text{ Pa (表压)} \end{aligned}$$

(3) 由(1)可知， $p_A = p_{A'}$ ，即

$$p_a + h_1 \rho_1 g + h_2 \rho_2 g = p_a + h \rho_2 g$$

化简上式并代入已知数，得

$$0.7 \times 800 + 0.6 \times 1000 = 1000h$$

解得

$$h = 1.16\text{m}$$

### 三、流体静力学基本方程式的应用

#### (一) 压力的测量

在炼油和石油化工中，压力是一个重要的控制参数。流体压力除了用各种测压仪表测量外，当所测量的流体压力或压差不是很大时，常采用以流体静力学基本方程式为依据的液柱

压力计和压差计来测量，常用的液柱测压计有以下几种。

### 1. U形管压差计

U形管压差计的结构如图 1-10 所示。它是由一根直径大于 5mm 的 U 形玻璃管制成，内装指示液。指示液必须与被测流体不发生化学反应，且不互溶，其密度( $\rho_0$ )要大于被测流体的密度( $\rho$ )。U 形管的两端分别与管路中截面 1 和 2 处的测压嘴通过压力引管相连接。压力引管常用橡皮管、塑料管等，其内必须充满被测流体。

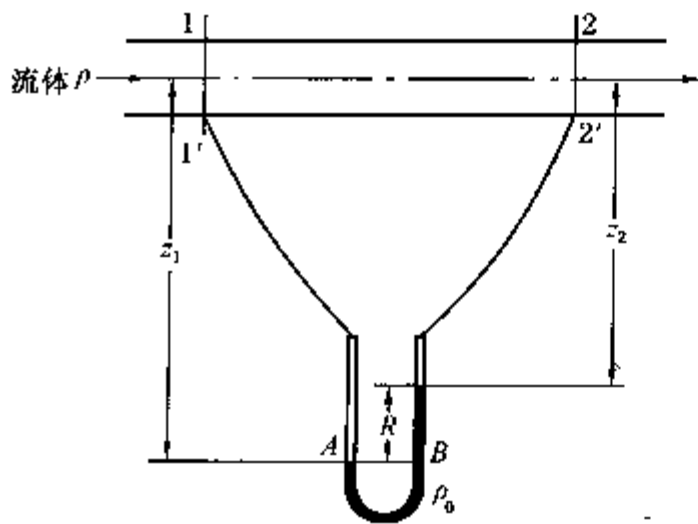


图 1-10 U 形管压差计

若作用于管路中截面 1、2 处的压力不等(如  $p_1 > p_2$ )，则指示液在 U 形管两侧臂上将产生高度差  $R$ 。因此，要找出压差计读数  $R$  与所测压差 ( $\Delta p = p_1 - p_2$ ) 之间的关系。

由于压力引管和 U 形管内的流体均处于静止状态，则根据流体静力学基本方程式，A、B 两点的压力分别为

$$p_A = p_1 + z_1 \rho g$$

和 
$$p_B = p_2 + z_2 \rho g + R \rho_0 g$$

又因 A、B 两点处于静止、连续的指示液的同水平面上，故  $p_A = p_B$ ，即

$$p_1 + z_1 \rho g = p_2 + z_2 \rho g + R \rho_0 g$$

其中， $R = z_1 - z_2$ 。经整理，则得

$$\Delta p = p_1 - p_2 = R(\rho_0 - \rho)g \tag{1-30}$$

当被测流体为气体时，由于气体的密度远小于指示液的密度，即  $(\rho_0 - \rho) = \rho_0$ ，则式 (1-30) 可简化为

$$\Delta p = p_1 - p_2 = R \rho_0 g \tag{1-31}$$

显然，当两截面间的压力差( $p_1 - p_2$ )一定时，压差计的读数  $R$  仅与密度差( $\rho_0 - \rho$ )有关，而与 U 形管的粗细、长短和位置无关。 $(\rho_0 - \rho)$  的数值愈小，则读数  $R$  就愈大；反之，读数  $R$  就愈小。为使读数  $R$  大小适当，需选择密度适当的指示液。常用的指示液有汞(水银)、四氯化碳、水、酒精、煤油等。

如图 1-11 所示，若把 U 形管一端与管道或设备的某一截面连接，另一端通大气，则读数  $R$  所反映的是管道或设备某一截面上的流体的表压。

U 形管压差计具有构造简单、测压准确、价格便宜的优点。但玻璃管易破碎、不耐压、测量范围小，故通常用于测量压力差不大或真空度不太高的场合。

【例 1-3】 如图 1-10 所示，为一条输送 20℃ 水的管路，指示液为汞，压差计读数  $R$  为 200mm。试求截面 1、2 间的压力差为多少 Pa？

解：由本书附录查得 20℃ 的水和汞的密度分别为  $\rho = 998.2 \text{ kg/m}^3$  和  $\rho_0 = 13600 \text{ kg/m}^3$ 。由式(1-30)可得截面 1、2 间的压力差为

$$\begin{aligned} \Delta p &= p_1 - p_2 = R(\rho_0 - \rho)g \\ &= 0.2 \times (13600 - 998.2) \times 9.807 = 2.47 \times 10^4 \text{ Pa} \end{aligned}$$

### 2. 倒装 U 形管压差计

图 1-12 所示的为一倒装 U 形管压差计，其特点是指示液为管路中的液体，而指示液上方一般为气体(如空气或氮气)，其密度以  $\rho_g$  表示。

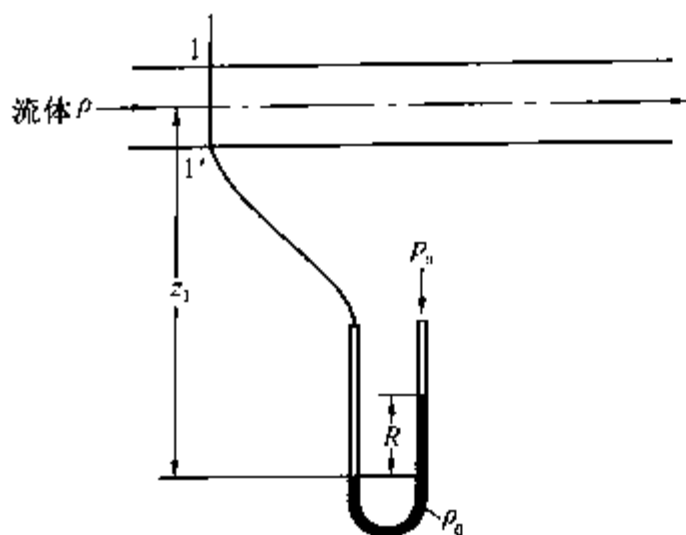


图 1-11 U 形管压差计

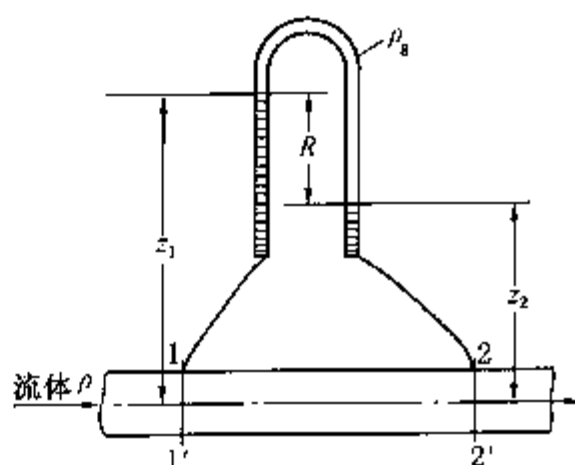


图 1-12 倒装 U 形管压差计

如流动管路截面 1、2 处的压力不相等(图中  $p_1 > p_2$ )，便在倒装 U 形管两侧臂上显示出高度差  $R$ 。同样，根据流体静力学基本方程式可推导出压力差( $p_1 - p_2$ )的计算式，即

$$\Delta p = p_1 - p_2 = R(\rho - \rho_s)g \approx R\rho g \quad (1-32)$$

### 3. 微差压差计

由式(1-30)可见，当所测压力差很小时，U 形管压差计的读数  $R$  就比较小，有时难以准确读数，会造成较大的测量误差。为了放大读数  $R$ ，常可采用如图 1-13 所示的微差压差计。其特点：①U 形管内装有两种密度不同但又相近且不互溶的指示液 A 和 B，因此微差压差计也叫做双指示液压差计；②U 形管两端各有一个直径比 U 形管直径大 10 倍左右的扩大室，这样即使 U 形管内的读数  $R$  很大，而两个扩大室内指示液的液面差很小，可忽略不计。

根据流体静力学基本方程式，若忽略两扩大室内指示液的液面差，可推导出压力差( $p_1 - p_2$ )的计算式为

$$\Delta p = p_1 - p_2 = R(\rho_A - \rho_B)g \quad (1-33)$$

由式(1-33)可知，对一定的压力差  $\Delta p$ ，即使  $\Delta p$  很小，只要选择两种适当的指示液，便可使读数  $R$  比普通 U 形管压差计读数大许多倍。工程上常用的双指示液有：水—煤油、酒精—煤油、四氯化碳—水、苯胺—氯化钙溶液(其密度可由其浓度调整)等。

若对气体管路，计入两扩大室内指示液的液面差，同样可推导出计算压力差( $p_1 - p_2$ )的公式，即

$$\Delta p = p_1 - p_2 = R \left[ (\rho_A - \rho_B) + \left( \frac{d^2}{D^2} \right) \rho_B \right] g \quad (1-34)$$

式中  $d$ 、 $D$  分别为 U 形管和扩大室的内径。显然， $(d/D)$  值愈小，则误差就愈小。

**【例 1-4】** 用 U 形管压差计测量水平的气体流动管路上两截面 1、2 间的压力差，指示液为水，其密度为  $1000\text{kg/m}^3$ ，压差计的读数  $R$  为  $12\text{mm}$ 。为了放大读数  $R$ ，改用微差压差计，指示液用酒精(40% 的水溶液)和煤油，其密度分别为  $920\text{kg/m}^3$  和  $850\text{kg/m}^3$ 。试问读数  $R$  可放大到多少？

**解：**用普通 U 形管压差计测得两截面间的压差为

$$\Delta p \approx R\rho_0 g$$

改用微差压差计后，忽略两扩大室中指示液的液面差，则根据式(1-33)，两截面间的压差为

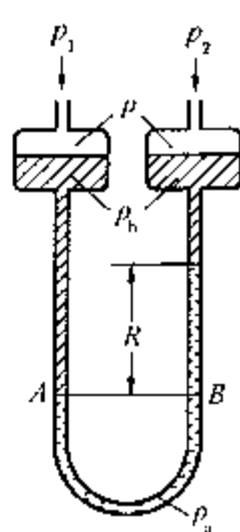


图 1-13 微差压差计



$$\Delta p = R'(\rho_A - \rho_B)g$$

因为所测压差  $\Delta p = (p_1 - p_2)$  不变, 则有

$$R'(\rho_A - \rho_B)g = R\rho_0g$$

或

$$R' = \frac{R\rho_0}{\rho_A - \rho_B} = \frac{12 \times 1000}{920 - 850} = 171\text{mm}$$

计算结果表明, 改用微差压差计后, 读数放大为原来的  $171/12 = 14.3$  倍。

### 4. 多 U 形管测压计

当流体流动管路或设备中被测流体的压力或压力差较大时, 除了用有关测压仪表测量外, 还可使用由若干个 U 形管串联而成的多 U 形管测压计。如图 1-14 所示, 为一个由两个 U 形管串联而成的多 U 形管测压计, 测量某设备 O 处的压力  $p_0$ , U 形管内上方充满被测流体, 大气压力为  $p_a$ 。

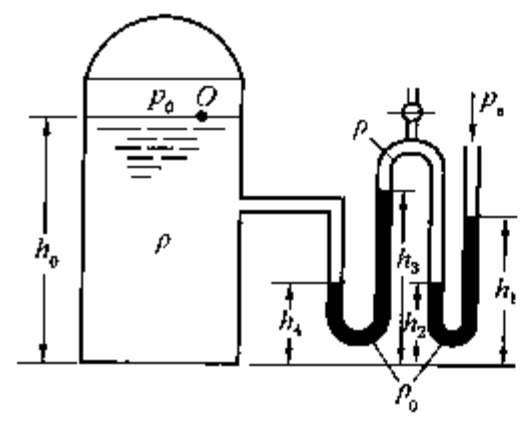


图 1-14 多 U 形管测压计

根据流体静力学基本方程式, 则有

$$p_2 = p_a + (h_1 - h_2)\rho_0g$$

$$p_3 = p_2 - (h_3 - h_2)\rho g$$

$$p_4 = p_3 + (h_3 - h_4)\rho_0g$$

$$p_0 = p_4 - (h_0 - h_4)\rho g$$

将以上各式两侧分别相加, 并经整理则可得到  $p_0$  的计算式, 即

$$p_0 = p_a + [(h_1 - h_2) + (h_3 - h_4)]\rho_0g - [(h_3 - h_2) + (h_0 - h_4)]\rho g \quad (1-35)$$

### (二) 液面的测量

在炼油和石油化工生产中, 为了解和计量各种容器内的贮液量, 或者为控制液面, 都需要对液面进行测量。许多液面计的工作原理是以流体静力学基本方程式为依据的, 此处仅介绍两种常见的液面计。

1. 玻璃管液面计 如图 1-15 所示, 为一测量容器内液面的玻璃管液面计简图。因为玻璃管上下两端分别与容器内液面上下相连通, 则  $p_1 = p_2$ 。根据流体静力学基本方程式, 容器内液面与玻璃管内液面必在同一个水平面上, 故从玻璃管中观察到的液面高度即为容器内的液面高度。

2. 压差液面计 如图 1-16 所示, 为一用 U 形管压差计测量液面的压差液面计示意图。

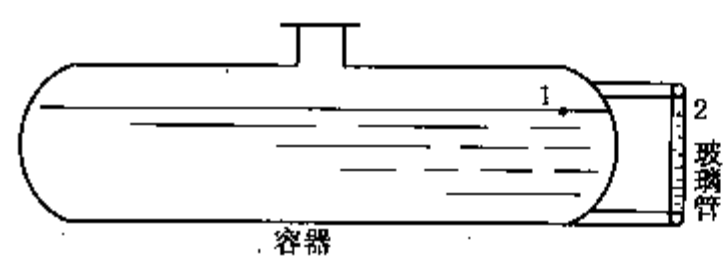


图 1-15 玻璃管液面计简图

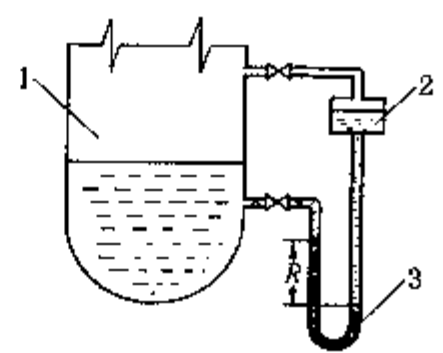


图 1-16 压差液面计示意图

1—容器; 2—平衡器的小室; 3—U 形管压差计

U 形管压差计的两端分别与容器或设备内液面上、下相连通，在与容器内液面上方连通的一端设置一个叫平衡器的小室，其内的液体与容器内液体相同，平衡器内的液面高度维持在容器内液面允许达到的最大高度处，由压差计上的读数  $R$  便可换算出容器内的液面高度。容器内液面达到最大高度时，压差计上的读数  $R$  为零，液面愈低，压差计上的读数  $R$  愈大。

(三) 液封高度的计算

液封在实际工程中应用十分广泛，如各种气液分离器、气体洗涤塔塔底以及气柜等，为了防止气体泄漏和安全等目的，经常要用液柱造成的压力把气体封闭在设备里，称为液封。通常用水进行封闭，所以也称水封。如图 1-17 为洗涤塔底水封示意图。

根据流体静力学基本方程式，可得

$$p = z\rho_{H_2O}g$$

$$z = \frac{p}{\rho_{H_2O}g} \tag{1-36}$$

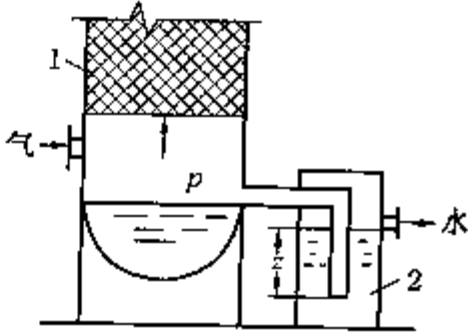


图 1-17 洗涤塔底水封示意图  
1—洗涤塔；2—液封

只要液封高度  $z$  满足以上条件，就可以达到只让水流出，而不致使气体冲出的目的。但由于洗涤塔底流出的水中常溶解或夹带部分气体，致使水的密度降低，因此水封高度应适当大于式(1-36)的计算值。

【例 1-5】 如图 1-18 所示，为了控制乙炔发生器内的压力不超过 10kPa(表压)，在炉外装有安全液封装置，其作用是当炉内压力超过规定值时，气体从液封管排出，试求此炉的液封管应插入槽内水面以下的深度。

解：安全操作时，炉内的最高表压力为 10kPa。此时液封管内充满气体，液封槽水面的高度保持  $h$ (m)。而当器内压力超过规定值时，气体将由液封管排出。所以应按器内允许的最高压力计算液封管插入槽内水面下的深度。

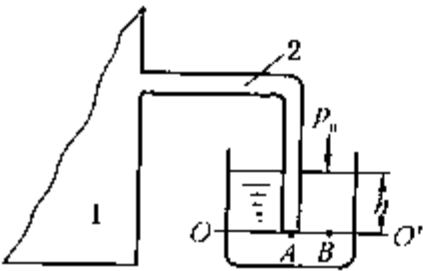


图 1-18 例 1-5 附图  
1—乙炔发生器；2—液封管

通过液封管口作水平面  $O-O'$ ，在其上取  $A$ 、 $B$  两点，它们的表压力分别为

$$p_A = 10\text{kPa}$$

$$p_B = h\rho g$$

$$p_A = p_B$$

$$10 \times 10^3 = h\rho g$$

$$h = 1.02\text{m}$$

和  
因为  
故  
解得

为了安全起见，实际安装时液封管的插入深度应略小于 1.02m。

### 第三节 流 体 动 力 学

流体动力学是研究流体在外力(如压力、重力等)作用下流动的基本规律。在炼油和石油化工工程中，流体多在密闭的管道内沿轴向运动，没有径向或其他方向的流动。因此，本节着重讨论流体在管内作一维流动时的流速、压力等流动参数的变化规律，并运用这些规律分析和解决流体流动中的有关问题。研究这些规律的依据是物质运动所遵循的两条普遍规律——质量守恒定律和能量守恒定律。

## 一、概述

### (一) 流量

1. 体积流量 单位时间内流体流过管路任一截面的体积称为体积流量, 以  $V$  表示, 单位为  $\text{m}^3/\text{s}$  或  $\text{m}^3/\text{h}$ 。

2. 质量流量 单位时间内流体流过管路任一截面的质量称为质量流量, 以  $W$  表示, 单位为  $\text{kg}/\text{s}$  或  $\text{kg}/\text{h}$ 。

体积流量与质量流量的关系为

$$W = V\rho \quad (1-37)$$

### (二) 流速

1. 平均流速 单位时间内流体在流动方向上流过的距离称为流速。实践证明, 流体在管内流动时, 由于流体具有黏性, 管路横截面上流体的流速沿半径是变化的, 如前述图1-3所示。流体在截面上某点的流速, 称为点速度, 以  $u_r$  表示。流体在同一截面上各点流速的平均值, 称为平均流速, 简称流速, 以  $u$  表示, 单位为  $\text{m}/\text{s}$ 。在工程上, 平均流速一般是以流体的体积流量  $V(\text{m}^3/\text{s})$  除以管路的截面积  $A(\text{m}^2)$ , 即

$$u = \frac{V}{A} \quad (1-38)$$

显然,  $W$ 、 $V$  和  $u$  三者的关系为

$$W = V\rho = uA\rho \quad (1-39)$$

2. 质量流速 单位时间内流体流过管路单位截面积的质量称为质量流速, 以  $G$  表示, 单位为  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ , 其表达式为

$$G = \frac{W}{A} = \frac{V\rho}{A} = u\rho \quad (1-40)$$

由于气体为可压缩流体, 其体积随温度、压力而变化。那么气体的体积流量、流速和密度也将随之而变化, 但其质量流速不变化, 即气体的流速  $u$  与密度  $\rho$  随温度、压力成反比例变化, 故其质量流速不变化。因此, 在气体流动管路的分析和计算中, 采用质量流速比较方便。

### (三) 管径的估算

若以  $d$  表示管内径( $\text{m}$ ), 则管截面积为  $A = \pi d^2/4$ 。由式(1-38)可得

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} \quad (1-41)$$

流体流量  $V$  取决于生产任务, 那么只要选择适宜的流速就可以确定合理的管径。适宜的流速原则上应通过经济核算确定, 特别是对长距离输送流体的管路。因工厂内部的工艺管路通常比较短, 其流速可选用经验数据。表1-3列出了某些流体在管路中的常用流速范围, 以供估算管径时选用。

从表1-3可见, 流体在管路中的适宜流速与流体的性质和操作条件有关。

由于批量生产的管子已规范化、标准化, 所以估算出管径之后, 还需从有关手册或本书附录中列出的管子规格中选取合适的标准管径。

表 1-3 某些流体在管道中的常用流速范围

流体的类别及情况	流速范围/m·s <sup>-1</sup>	流体的类别及情况	流速范围/m·s <sup>-1</sup>
自来水(0.3MPa 左右)	1~1.5	一般气体(常压)	10~20
水及低黏度液体(0.1~1MPa)	1.5~3.0	鼓风机吸入管	10~15
高黏度液体	0.5~1.0	鼓风机排出管	15~20
工业供水(0.8MPa 以下)	1.5~3.0	离心泵吸入管(水一类液体)	1.5~2.0
锅炉供水(0.8MPa 以下)	>3.0	离心泵排出管(水一类液体)	2.5~3.0
饱和蒸汽	20~40	往复泵吸入管(水一类液体)	0.75~1.0
过热蒸汽	30~50	往复泵排出管(水一类液体)	1.0~2.0
蛇管、螺旋管内的冷却水	<1.0	液体自流速度(冷凝水等)	0.5
低压空气	12~15	真空操作下气体流速	<10
高压空气	15~25		

【例 1-6】 某工厂拟设计一条输送 20℃ 水的管路，水的流量为  $5.1 \times 10^4 \text{ kg/h}$ 。试选择一合适的管子规格。

解：由附录查取 20℃ 水的密度为  $\rho = 998.2 \text{ kg/m}^3 \approx 1000 \text{ kg/m}^3$ ，则水的体积流量为

$$V = \frac{5.1 \times 10^4}{1000 \times 3600} = 0.0142 \text{ m}^3/\text{s}$$

由表 1-3 初选水的流速  $u = 1.8 \text{ m/s}$ 。按式(1-41)估算的管径为

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.0142}{3.1416 \times 1.8}} = 0.1 \text{ m} = 100 \text{ mm}$$

根据附录，选用规格为  $\phi 114 \text{ mm} \times 4 \text{ mm}$  的水煤气管子，其内径为

$$d = 114 - 4 \times 2 = 106 \text{ mm} = 0.106 \text{ m}$$

因此，水在管内的实际流速为

$$u = \frac{4V}{\pi d^2} = \frac{4 \times 0.0142}{\pi (0.106)^2} = 1.61 \text{ m/s}$$

(四) 稳定流动与不稳定流动

按照流体流动时的流速、压力、密度等与流动有关的物理量是否随时间而变化，可将流体的流动分为稳定流动和不稳定流动。

1. 稳定流动 在流体流动系统中，若流体的流速、压力、密度等与流动有关的物理量仅随位置变化，而不随时间变化，这种流动称为稳定流动。如图 1-19 所示，若在排水的过程中不断地从进水管补充水，使水箱中的水面维持恒定，此时在直径不同的截面 A-A' 与截面 B-B' 上流体的流速、压力虽然不同，但每一个截面上的流速、压力等物理量并不随时间变化，属于稳定流动。

2. 不稳定流动 在流体流动系统中，若流体的流速、压力、密度等与流动有关的物理量不仅随截面的位置而变化，而且也随时间而变化，这种流动称为不稳定流动。如把图 1-19 中的进水管阀门关闭，则水箱内的水面将随着排水过程而逐渐下降，此时在直径不等的截面

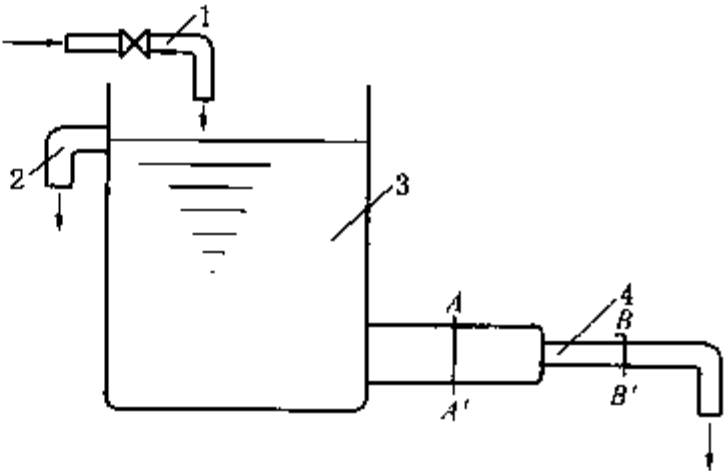


图 1-19 稳定流动与不稳定流动  
1—进水管；2—溢流管；  
3—水箱；4—排水管

$A-A'$ 与截面 $B-B'$ 上的流体流速、压力等物理量不但不同，而且都随时间而变化，这属于不稳定流动。

在炼油和石油化工生产中，多为连续稳定生产过程，流体流动多属于稳定流动。只有在生产装置的开工、停工阶段才可能是不稳定流动。本章主要讨论稳定流动，不稳定流动仅作简要介绍。

## 二、物料衡算——连续性方程式

依据质量守恒原理，流体流动的物料衡算为：

$$\text{进料速率} = \text{出料速率} + \text{积累速率}$$

如果流体流动系统有物料积累，就会导致流动系统各截面上有些与流动有关的物理量随时间变化。因此，对稳定流动积累为零；对不稳定流动积累不等于零，如进料速率大于出料速率，则积累为正，反之为负。

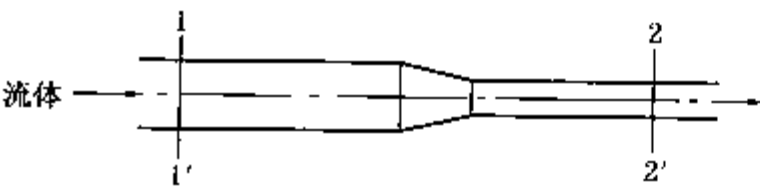


图 1-20 流体稳定流动系统

1. 稳定流动的物料衡算 当流体在如图 1-20 所示的无分支管路中充满全管且作稳定流动时，以管内壁、截面 1-1' 和截面 2-2' 为衡算范围，根据质量守恒原理，流体从截面 1-1' 进入的质量流量  $W_1$  (kg/s) 等于

从截面 2-2' 流出的质量流量  $W_2$  (kg/s)，即

$$W_1 = W_2 \tag{1-42}$$

或 
$$u_1 A_1 \rho_1 = u_2 A_2 \rho_2 \tag{1-43}$$

对不可压缩流体，由于  $\rho$  为常数，则有

$$u_1 A_1 = u_2 A_2 \tag{1-44}$$

式(1-43)和式(1-44)都是流体稳定流动时的物料衡算方程式。由于把流体视为连续性介质，所以质量守恒原理称为连续性原理，故把物料衡算方程式也称为稳定流动的连续性方程式。

对内径为  $d$  的圆形管路，式(1-44)可写成

$$\frac{u_1}{u_2} = \left( \frac{d_2}{d_1} \right)^2 \tag{1-45}$$

式(1-45)表明，对不可压缩流体在圆形管路中作稳定流动时，流速与管内径的平方成反比。

对于流体作稳定流动的分支管路，主管路中流体的质量流量等于各支管路中流体质量流量之和。

2. 不稳定流动的物料衡算 对不稳定流动，其进料、出料和积累速率均随时间而变化，因此宜作任一瞬时的物料衡算。令  $W_i$  和  $W_o$  为任一瞬时的进料和出料速率， $dm$  为在微分时间  $d\theta$  内的积累量，则在  $d\theta$  内的物料衡算为

$$W_i = W_o + \frac{dm}{d\theta} \tag{1-46}$$

或 
$$W_i d\theta - W_o d\theta = dm \tag{1-46a}$$

式(1-46)和式(1-46a)为不稳定流动的微分物料衡算方程式。如要求解某一具体的不稳定流动问题，则要根据题意，找出各参数之间的关系，分离变量，积分求解。具体解法参

见例 1-11。

【例 1-7】 将密度为  $890\text{kg/m}^3$  的油品经过如图 1-21 所示的管路进行稳定输送，截面 1-1'、2-2'和 3-3'处的管子规格分别为  $\phi 60\text{mm} \times 4\text{mm}$ 、 $\phi 83\text{mm} \times 5\text{mm}$  和

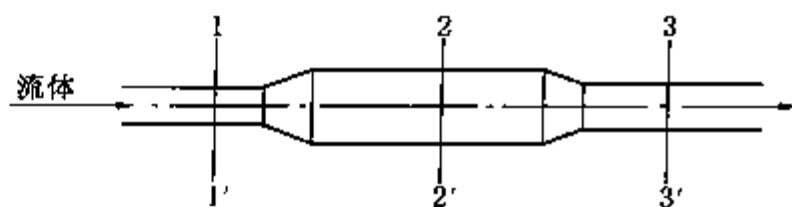


图 1-21 例 1-7 附图

$\phi 70\text{mm} \times 4\text{mm}$ 。油品经过截面 1-1'的体积流量为  $7.2\text{m}^3/\text{h}$ ，试计算各截面的流速和质量流速。

解：管路截面 1-1'、2-2'和 3-3'的管内径分别为

$$d_1 = 60 - 4 \times 2 = 52\text{mm} = 0.052\text{m}$$

$$d_2 = 83 - 5 \times 2 = 73\text{mm} = 0.073\text{m}$$

$$d_3 = 70 - 4 \times 2 = 62\text{mm} = 0.062\text{m}$$

由式(1-38)可求得截面 1-1'的流速为

$$u_1 = \frac{V}{0.785d_1^2} = \frac{7.2}{0.785 \times (0.052)^2 \times 3600} = 0.942\text{m/s}$$

对不可压缩流体， $V_1 = V_2 = V_3 = V$ ，那么

$$u_2 = \frac{V}{0.785d_2^2} = \frac{7.2}{0.785 \times (0.073)^2 \times 3600} = 0.478\text{m/s}$$

$$u_3 = \frac{V}{0.785d_3^2} = \frac{7.2}{0.785 \times (0.062)^2 \times 3600} = 0.663\text{m/s}$$

$u_2$ 、 $u_3$  也可按式(1-45)进行计算，即

$$u_2 = u_1 \left( \frac{d_1}{d_2} \right)^2 = 0.942 \times \left( \frac{52}{73} \right)^2 = 0.478\text{m/s}$$

$$u_3 = u_1 \left( \frac{d_1}{d_3} \right)^2 = 0.942 \times \left( \frac{52}{62} \right)^2 = 0.663\text{m/s}$$

由式(1-40)可计算截面 1-1'、2-2'和 3-3'的质量流速，即

$$G_1 = u_1 \rho = 0.942 \times 890 = 838.4\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$G_2 = u_2 \rho = 0.478 \times 890 = 425.4\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$G_3 = u_3 \rho = 0.663 \times 890 = 590.1\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

### 三、总能量衡算

能量衡算计算的依据是能量守恒原理。进行能量衡算时，首先要确定能量衡算的范围。在如图 1-22 所示的流体稳定流动系统中，取管路和设备的内壁、截面 1-1'和截面 2-2'作为能量衡算范围，并取  $O-O'$  为基准水平面。

(一) 流体流动系统里应包含的能量

物质所具有的能量有多种形式，但在流体流动系统里，与流动有关的能量应考虑以下形式的能量。

1. 位能 系指流体因处于地球重力场中而具有的能量。由于能量是作功所产生的效应，显然质量为  $m$  的流体位于基准水平面以上垂直距离  $z$  处所具有的位能等于将其从基准水平面升举到高度  $z$  为克服重力所作的功，即

$$\text{位能} = mgz, \text{单位为 J}$$



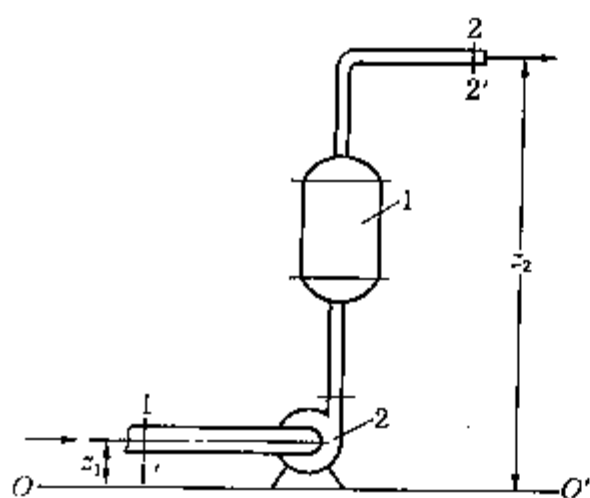


图 1-22 流体稳定流动管路示意图  
1—换热器；2—泵

体一样，即

若以 1kg 流体为基准，把单位质量流体所具有的位能称为比位能，即

$$\text{比位能} = \frac{mgz}{m} = gz, \text{单位为 J/kg}$$

显然，位能是个相对值，其数值由所选定的基准水平面的位置而定，在基准水平面以上的位能为正值，以下为负值。因此，离开基准水平面而讲位能的绝对值是没有意义的。

2. 动能 系指流体以一定速度流动而具有的能量。质量为  $m$  的流体以流速  $u$  流动所具有的动能等于将其从静止加速到流速为  $u$  时所做的功，其计算方法同固体一样，即

$$\text{动能} = \frac{mu^2}{2}, \text{单位为 J}$$

同样

$$\text{比动能} = \frac{u^2}{2}, \text{单位为 J/kg}$$

3. 压力能(流动功) 流动着的流体与静止流体一样，其内部任一质点也都具有一定的压力，压力本身虽然不是能量，但流动的流体却具有与压力密切相关的能量。因为将流体推进压力为  $p$  的截面时需要作功，那么流体便带着与此功相当的能量进入该截面，把流体所具有的这部分能量称为压力能。因为这种功是在流体流动时才出现的，故也称流动功。如图 1-23 所示，把质量为  $m$ 、体积为  $V$  的流体推进压力为  $p$ 、截面积为  $A$  的流动系统的截面  $i-i$  时，需要的作用力为  $pA$ ，推进的距离为  $l = V/A$ 。根据功 = 作用力  $\times$  距离，则有

$$\text{压力能} = pA \cdot \frac{V}{A} = pV, \text{单位为 J}$$

同样

$$\text{比压能} = \frac{pV}{m} = \frac{p}{\rho}, \text{单位为 J/kg}$$

4. 内能 系指贮存于物质内部的能量，包括分子运动的动能、分子间相互吸引和排斥的能量、化学能等。其数量大小，从宏观的角度看，决定于流体的状态，因此与流体的温度有关，压力的影响一般可以忽略。令单位质量流体的内能以  $U$  表示，单位为 J/kg。

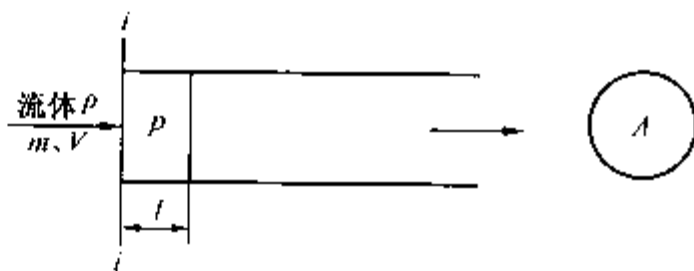


图 1-23 压力能或流动功示意图

以上四项能量是流体在流动系统的每一截面处所具有的能量。除此之外，还有不依附于流体而通过其他途径输入或输出衡算范围的能量——热和外功。

(1) 热 若衡算范围内装有换热器(加热器或冷却器)，流体通过时便吸热或放热。令单位质量流体所吸入或放出的热以  $q_r$  表示，单位为 J/kg。习惯上吸热取正值，放热取负值。

(2) 外功 若衡算范围内安装了流体输送机械(泵或鼓风机)或水力机械等，那么外界便对流体作功而输入能量或流体对外界作功而输出能量。单位质量流体所获得的外功(亦称有效功)以  $w_e$  表示，单位为 J/kg。在流体流动过程中常取流体获得的外功为正，流体对外界作功为负。

## (二) 总能量衡算方程式

对如图 1-22 所示的流体流动系统, 截面 1-1' 和截面 2-2' 上的单位质量流体所具有的能量分别为  $gz_1$ 、 $u_1^2/2$ 、 $p_1/\rho_1$ 、 $U_1$  和  $gz_2$ 、 $u_2^2/2$ 、 $p_2/\rho_2$ 、 $U_2$ , 而  $q_e$  和  $w_e$  为单位质量流体在流动系统中与外界交换的能量, 则根据能量守恒原理, 稳定流动系统的总能量衡算为

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho_1} + U_1 + q_e + w_e = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho_2} + U_2 \quad (1-47)$$

式(1-47)称为稳定流动系统的总能量衡算方程式, 其中所包含的能量可分为两类: 一类是机械能, 即位能、动能、压力能和外功, 这类能量可直接用于流体的输送, 且在流体流动过程中可以互相转化, 也可转变成热或流体的内能; 另一类是热和内能, 此类能量在流体流动系统内不能直接转化为用于输送流体的机械能。

## 四、机械能衡算

### (一) 机械能衡算方程式——柏努利方程式

由于热和内能都不能直接转化为用于输送流体的机械能, 因此对于流体(特别是液体)输送, 需要从总能量衡算方程式中将热和内能消去, 以便整理成适用于流体流动系统的机械能衡算方程式。

在流体流动过程中, 由于流体黏性而形成的内摩擦力, 必然会产生流动阻力, 为克服流动阻力就要消耗一部分机械能, 这部分机械能不可逆地转化为热。把消耗的这部分机械能称为能量损失或阻力损失, 单位质量流体在流动过程中的能量损失称为比能损失, 常以  $\sum h_f$  表示, 单位为 J/kg。

从以上分析可知, 对如图 1-22 所示的稳定流动系统, 如不计热量向外界散失时, 单位质量流体在流动过程中所获得的热  $Q_e$  包括两部分, 即流体通过换热器交换的热  $q_e$  和为克服流动阻力所消耗的机械能  $\sum h_f$  所转化的热, 即

$$Q_e = q_e + \sum h_f$$

根据热力学第一定律, 则有

$$\Delta U = Q_e - p\Delta v = q_e + \sum h_f - p\Delta v$$

上式中  $p\Delta v$  为单位质量流体在流动过程中, 因被加热而引起的体积膨胀所作的功, 对不可压缩流体,  $\Delta v = 0$ , 则

$$\Delta U = U_2 - U_1 = q_e + \sum h_f$$

将上式代入式(1-47)可得

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} + w_e = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + \sum h_f \quad (1-48)$$

式(1-48)即为稳定流动系统的机械能衡算方程式。对理想流体且无外功加入的流动系统, 则  $\sum h_f = 0$  及  $w_e = 0$ , 那么式(1-48)可简化为

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} \quad (1-49)$$

或 
$$gz + \frac{u^2}{2} + \frac{p}{\rho} = \text{常数} \quad (1-49a)$$

式(1-49)和式(1-49a)称为柏努利(Daniel Bernoulli)方程式, 仅适用于不可压缩的理想流体的流动系统。习惯上将式(1-48)也称为柏努利方程式, 它适用于不可压缩的实际流

体的流动系统。

## (二) 柏努利方程式的分析和讨论

柏努利方程式包含了许多重要概念，弄清楚这些概念对分析和解决流体流动问题十分重要。

1. 柏努利方程式中各项比能的基准、单位必须统一。

如式(1-48)各项乘以流体的密度  $\rho$ ，则有

$$gz_1\rho + \frac{u_1^2}{2}\rho + p_1 + w_e\rho = gz_2\rho + \frac{u_2^2}{2}\rho + p_2 + \Delta p_f \quad (1-50)$$

式(1-50)中各项的单位为  $(\text{J/kg})(\text{kg/m}^3) = \text{J/m}^3 = \text{N} \cdot \text{m/m}^3 = \text{N/m}^2$ ，表示单位体积流体所具有的能量，其净单位与压力单位相同。式中  $\Delta p_f = \rho \sum h_f$ 。

如果式(1-48)各项除以  $g$ ，则有

$$z_1 + \frac{u_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + H_e = z_2 + \frac{u_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g} + \sum H_f \quad (1-51)$$

式(1-51)中  $H_e = w_e/g$ ， $\sum H_f = \sum h_f/g$ 。式中各项的单位为  $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{m/s}^2) = \text{J/N} = \text{N} \cdot \text{m/N} = \text{m}$ ，表示单位重量流体所具有的能量，其净单位与高度单位相同。因此，借用水力学上的术语，式(1-51)中的  $z$ 、 $u^2/2g$  和  $p/\rho g$  分别称为位压头、动压头(速度头)和静压头，三项之和称为流体在某一流动截面上的总压头； $H_e$  是流体获得的外功(有效功)所增加的压头，故称为有效压头； $\sum H_f$  是流体在流动过程中，由于流动阻力而损失的机械能所减少的压头，故称为压头损失。

2. 柏努利方程式中的  $gz$ 、 $u^2/2$  和  $p/\rho$  是流体在某一流动截面上所具有的比位能、比动能和比压能，三项之和称为总比能，以  $E$  表示。对如图 1-22 所示的流动管路中的截面 1-1' 和截面 2-2'，则有

$$E_1 = gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} \text{ 和 } E_2 = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho}$$

此时，式(1-48)可改写为

$$E_1 + w_e = E_2 + \sum h_f \quad (1-52)$$

当无外功加入时，即  $w_e = 0$ ，则

$$E_1 = E_2 + \sum h_f \quad (1-53)$$

对于实际流体的流动总会因克服流动阻力而消耗一定的机械能，即  $\sum h_f > 0$  或  $E_1 > E_2$ 。故对无外功加入的实际流体的流动管路，流体总是从总比能高的截面流向总比能低的截面。因此，对于无外功加入的实际流体的流动管路，各截面上流体总比能大小是判断流体流向的依据。

3. 能量转换关系 由式(1-49)、(1-49a)可知，无外功输入的理想流体流动管路中各截面处的总比能相等，在一定的条件下各种比能是可以相互转换的。对于实际流体流动的管路，不仅各截面处的总比能不相等，而且各比能在一定条件下也是可以相互转换的。

4. 如果所讨论的系统中无外功输入且流体处于静止状态时，则式(1-48)变为

$$gz_1 + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{p_2}{\rho} \quad (1-54)$$

实际上，式(1-54)是流体静力学基本方程式的另一种表达式。因此，流体的静止状态是其流动状态的一种特殊形式。

5. 外功  $w_e$  是单位质量流体从输送机械获得的机械能，即为输送机械对单位质量流体所

作的有效功，它是决定流体输送机械的一个重要数据。单位时间内输送机械对流体所作的有效功称为有效功率，以  $N_e$  表示，即

$$N_e = w_e W = w_e V \rho \quad (1-55)$$

式中  $N_e$ ——流体输送机械的有效功率，W；

$w_e$ ——流体输送机械对单位质量流体所作的有效功，J/kg；

$W$ 、 $V$ ——流体的质量流量和体积流量，kg/s 和  $m^3/s$ 。

6. 上已述及，柏努利方程式适用于不可压缩流体的流动系统。对于气体流动系统，应考虑压力的变化对其密度的影响。当气体在两截面间的压力变化相对于起始截面上的绝对压力较小时，即  $(p_1 - p_2)/p_1 \leq 20\%$  时，则气体密度变化较小。此时，柏努利方程式可适用于气体流动管路，但气体的密度应取两截面上的平均值，即  $\rho_m = (\rho_1 + \rho_2)/2$ ，这样处理所造成的误差，工程计算上是允许的。当气体在两截面间的压力变化较大时，气体密度变化就较大，此时就不能取平均值按不可压缩流体处理，否则会造成较大的计算误差。关于气体流动管路的计算将在第五节中进行讨论。

【例 1-8】某液体在如图 1-24 所示的管路中作稳定流动，若忽略流动阻力损失，问在不同截面上各自的位能、动能和压力能有何变化？

解：取基准水平面  $O-O'$ ，列出截面 1-1' 与截面 2-2' 间的柏努利方程式，即

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho}$$

因  $d_1 = d_2$ ，所以  $u_1 = u_2$ ，又  $z_1 > z_2$ ，则

$$\frac{p_1}{\rho} < \frac{p_2}{\rho}$$

由此可见，液体从截面 1-1' 流至截面 2-2'，动能不变，位能减小，而压力能增加，即一部分位能转换为压力能，转换的数量为

$$\frac{p_2 - p_1}{\rho} = g(z_1 - z_2)$$

列截面 2-2' 与截面 3-3' 间的柏努利方程式，即

$$gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} = gz_3 + \frac{u_3^2}{2} + \frac{p_3}{\rho}$$

由于  $z_3 < z_2$ 、 $u_3 > u_2$ ，表明液体从截面 1-1' 流至截面 3-3'，位能减小使压力能增加，

而动能增加又使压力能减小。综合分析，当  $g(z_2 - z_3) > (u_3^2 - u_2^2)/2$  时，压力能增加，即  $p_3/\rho > p_2/\rho$ ；反之，压力能减小，即  $p_3/\rho < p_2/\rho$ 。

如果液体的流向与题意相反时，请读者分析各截面上各种机械能的变化及相互转换关系。

【例 1-9】某工厂用压缩空气将 98% 的浓硫酸压送到酸洗容器内，如图 1-25

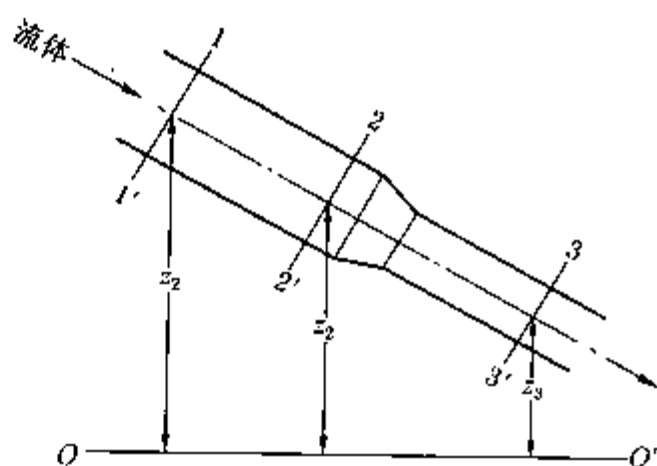


图 1-24 例 1-8 附图

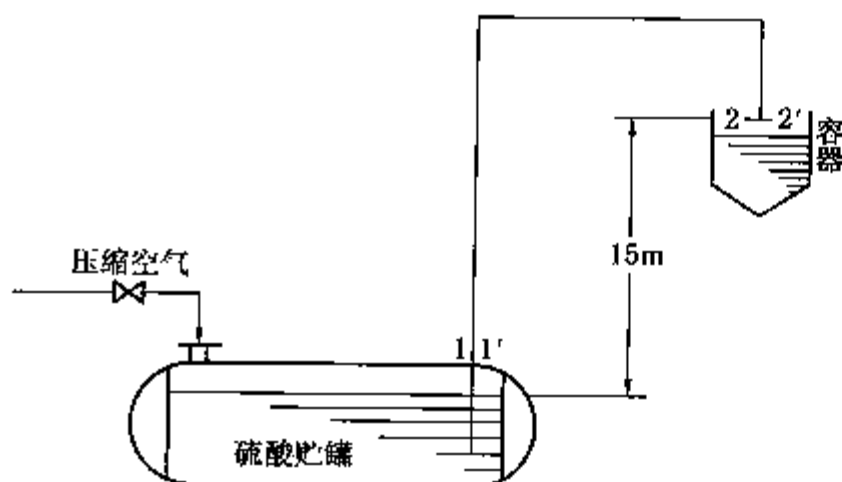


图 1-25 例 1-9 附图

所示。每批压送量为  $0.3\text{m}^3$ ，要求在  $10\text{min}$  内压送完。硫酸温度为  $20^\circ\text{C}$ ，管子规格为  $\phi 38\text{mm} \times 3\text{mm}$ ，硫酸贮罐内液面至管路出口截面间的垂直距离为  $15\text{m}$ ，设硫酸从贮罐至管路出口的流动阻力损失为  $8\text{J/kg}$ 。试求开始压送时压缩空气的表压力。

解：取硫酸贮罐内液面为截面  $1-1'$ ，管路出口处为截面  $2-2'$ ，并以截面  $1-1'$  为基准水平面。列截面  $1-1'$  与截面  $2-2'$  间的柏努利方程式，即

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + \sum h_{f,1-2}$$

或 
$$p_1 = g(z_2 - z_1)\rho + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2}\rho + p_2 + \rho \sum h_{f,1-2}$$

已知  $z_1 = 0$ ， $z_2 = 15\text{m}$ ， $p_2 = 0$  (表压)； $u_1 \approx 0$ 。  $d = 0.038 - 2 \times 0.003 = 0.032\text{m}$

$$u_2 = \frac{V}{0.785d^2} = \frac{0.3}{0.785 \times (0.032)^2 \times 10 \times 60} = 0.622\text{m/s}$$

$$\sum h_{f,1-2} = 8\text{J/kg}$$

由本书附录查得硫酸密度  $\rho = 1836\text{kg/m}^3$ 。

将以上各数据代入上式得

$$\begin{aligned} p_1 &= 9.807 \times (15 - 0) \times 1836 + \frac{(0.622)^2}{2} \times 1836 + 0 + 1836 \times 8 \\ &= 2.7 \times 10^5 + 355 + 1.47 \times 10^4 = 2.85 \times 10^5\text{Pa (表压)} \end{aligned}$$

故开始压送时压缩空气的表压力为  $2.85 \times 10^5\text{Pa}$ 。

【例 1-10】如图 1-26 所示，用泵将油品从油罐输送到蒸馏塔作为进料。油罐通大

气，其内油面维持恒定。基准水平面  $O-O'$  至油罐内液面、泵出口和进料管口中心线的高度分别为  $4$ 、 $0.4$  和  $12\text{m}$ 。从油罐至泵和从泵至蒸馏塔进料管口的能量损失分别为  $10\text{J/kg}$  和  $200\text{J/kg}$ ，输送油管的规格为  $\phi 108\text{mm} \times 4\text{mm}$ ，蒸馏塔进料处的压力为  $2.45 \times 10^5\text{Pa}$  (表压)，在操作条件下油的密度为  $900\text{kg/m}^3$ 。要求油的进料流量为  $2.6 \times 10^4\text{kg/h}$ 。试求：

(1) 泵的有效压头  $H_e$  和有效功率  $N_e$ ；

(2) 泵的出口处压力。

解：如图 1-26 所示，分别取油罐内液

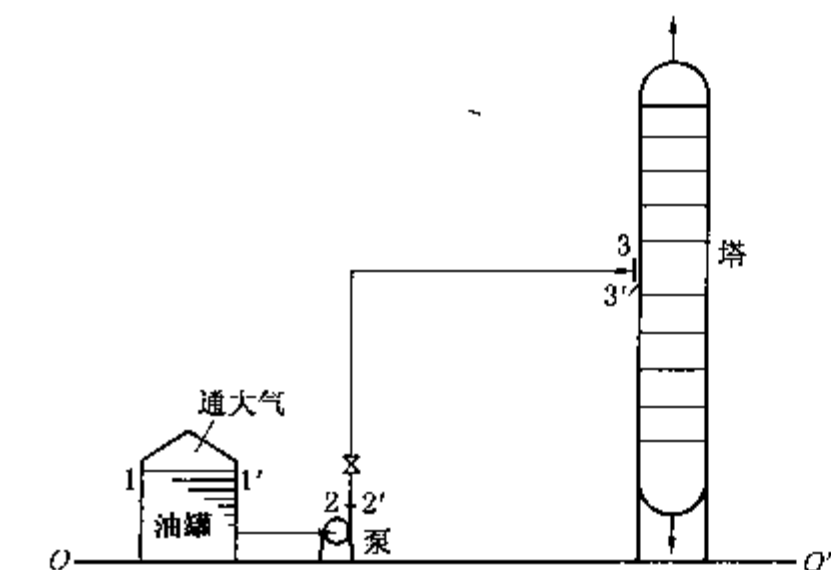


图 1-26 例 1-10 附图

面、泵出口处和塔进料管口为截面  $1-1'$ 、截面  $2-2'$  和截面  $3-3'$ 。

(1) 列截面  $1-1'$  与截面  $3-3'$  间的柏努利方程式，

即 
$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} + w_e = gz_3 + \frac{u_3^2}{2} + \frac{p_3}{\rho} + \sum h_{f,1-3}$$

或 
$$w_e = g(z_3 - z_1) + \frac{u_3^2 - u_1^2}{2} + \frac{p_3 - p_1}{\rho} + \sum h_{f,1-3}$$

已知  $z_1 = 4\text{m}$ ， $z_3 = 12\text{m}$

$p_1 = 0$  (表压)， $p_3 = 2.45 \times 10^5\text{Pa}$  (表压)

$$u_1 \approx 0$$

$$u_3 = \frac{4W}{\pi d^2 \rho} = \frac{2.6 \times 10^4}{0.785 \times (0.1)^2 \times 900 \times 3600} = 1.02 \text{ m/s}$$

$$\sum h_{f,1-3} = 10 + 200 = 210 \text{ J/kg}$$

$$\rho = 900 \text{ kg/m}^3$$

将以上已知数据代入上式, 则得

$$\begin{aligned} w_e &= 9.807 \times (12 - 4) + \frac{1.02^2 - 0}{2} + \frac{2.45 \times 10^5 - 0}{900} + 210 \\ &= 78.5 + 0.52 + 272.2 + 210 = 561.2 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

泵的有效压头为

$$H_e = \frac{w_e}{g} = \frac{561.2}{9.807} = 57.2 \text{ m}$$

由式(1-55)可得泵的有效功率为

$$N_e = w_e W = 561.2 \times \frac{2.6 \times 10^4}{3600} = 3.98 \times 10^3 \text{ W} \approx 4 \text{ kW}$$

(2) 列截面 2-2' 与截面 3-3' 间的柏努利方程式, 即

$$gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} = gz_3 + \frac{u_3^2}{2} + \frac{p_3}{\rho} + \sum h_{f,2-3}$$

或

$$p_2 = g(z_3 - z_2)\rho + \frac{u_3^2 - u_2^2}{2}\rho + p_3 + \rho \sum h_{f,2-3}$$

已知  $z_2 = 0.4 \text{ m}$ ;  $u_2 = u_3$ ;  $\sum h_{f,2-3} = 200 \text{ J/kg}$

将以上已知数据代入上式, 则得

$$\begin{aligned} p_2 &= 9.807 \times (12 - 0.4) \times 900 + 0 + 2.45 \times 10^5 + 900 \times 200 \\ &= 1.02 \times 10^5 + 0 + 2.45 \times 10^5 + 1.8 \times 10^5 = 5.27 \times 10^5 \text{ Pa} \end{aligned}$$

当然, 列截面 1-1' 与截面 2-2' 间的柏努利方程式也可求得泵出口处的压力, 其结果与上相同。

由本例题可知, 泵的有效压头转化为泵出口处油品的压力能; 泵出口处的压力能, 其中有一部分消耗于流动阻力损失, 有一部分转换为截面 3-3' 上的位能。

【例 1-11】 如图 1-27 所示的供水系统, 水箱通大气, 其内径  $D$  为 3m, 排水管规格为  $\phi 48 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ , 水箱底至排水管出口间的垂直距离为 7.5m。排水过程的流动阻力  $\sum h_f$  为  $45u^2 \text{ J/kg}$  (其中  $u$  为排水管中的流速), 水箱内的液面最高为 2.5m。

(1) 排水时, 不断向水箱内补充水, 维持其最高液面, 试求排水的体积流量。

(2) 若排水时停止向水箱补充水, 试问将水箱内的水排完需要多少时间?

解: (1) 当水箱内液面恒定时, 排水过程属稳定流动。取排水管出口截面 2-2' 为基准水平面, 列截面 1-1' 与截面 2-2'

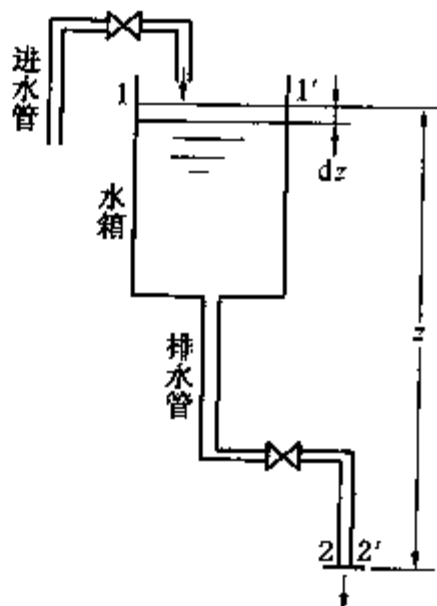


图 1-27 例 1-11 附图



间的柏努利方程式, 即

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + \sum h_f$$

将  $z_1 = 10\text{m}$ ,  $z_2 = 0$ ,  $u_1 \approx 0$ ,  $u_2 = u$ ,  $p_1 = p_2$ ,  $\sum h_f = 45u^2\text{J/kg}$  代入上式并整理得

$$u = \sqrt{\frac{gz_1}{0.5 + 45}} = \sqrt{\frac{9.807 \times 10}{45.5}} = 1.47\text{m/s}$$

则排水流量为

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi}{4} d^2 u \times 3600 = 0.785 \times (0.041)^2 \times 1.47 \times 3600 \\ &= 6.98\text{m}^3/\text{h} \approx 7\text{m}^3/\text{h} \end{aligned}$$

(2) 如停止向水箱补充水, 则随着排水过程水箱内的液面不断下降, 排水管内流速不断减小, 故属不稳定流动过程。

设在微分时间  $d\theta$  内, 水箱内液面下降  $dz$ , 排水管内的瞬时流速为  $u$ , 则该流动系统的进料速率  $W_i$ 、出料速率  $W_o$  和积累量  $dm$  分别为

$$W_i = 0, W_o = \frac{\pi}{4} d^2 u \text{ 和 } dm = -\frac{\pi}{4} D^2 dz$$

代入式(1-46a)得

$$\frac{\pi}{4} d^2 u d\theta = -\frac{\pi}{4} D^2 dz$$

$$\text{或} \quad d\theta = -\left(\frac{D}{d}\right)^2 \frac{dz}{u} \quad (\text{a})$$

通过列水箱内瞬时液面 1-1' 与截面 2-2' 间的柏努利方程式, 可找到排水管内瞬时流速  $u$  与水箱内瞬时液面高度  $z$  间的关系, 即

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + \sum h_f$$

将  $z_1 = z$ ,  $z_2 = 0$ ,  $u_1 \approx 0$ ,  $u_2 = u$ ,  $p_1 = p_2$ ,  $\sum h_f = 45u^2$  代入上式并整理可得

$$u = \sqrt{\frac{9.807z}{0.5 + 45}} = 0.464\sqrt{z} \quad (\text{b})$$

将式(b)代入式(a)得

$$\begin{aligned} d\theta &= -\left(\frac{D}{d}\right)^2 \frac{dz}{0.464\sqrt{z}} = -\left(\frac{3}{0.041}\right)^2 \frac{dz}{0.464\sqrt{z}} \\ &= -1.154 \times 10^4 \frac{dz}{\sqrt{z}} \end{aligned}$$

依题意, 以排水时间从 0 ~  $\theta(\text{s})$  和水箱内液面高度从 10 ~ 7.5m 为边界条件进行积分得

$$\begin{aligned} \theta &= -1.154 \times 10^4 \int_{10}^{7.5} \frac{dz}{\sqrt{z}} = 1.154 \times 2(\sqrt{10} - \sqrt{7.5}) \\ &= 1.6 \times 10^4 \text{s} = 4.44\text{h} \end{aligned}$$

计算结果表明, 排完水箱中的水需要 4.44h。

由以上几例可知, 柏努利方程式是分析和解决流体输送问题的重要工具之一, 除了弄清其中的概念外, 在具体应用时须掌握以下要点:

(1) 根据题意画出流动系统的示意图, 并把有关的数据标注在图上。

(2) 选取进、出截面，确定衡算范围。所选取的两个截面均应与流动方向垂直，两截面之间的流体必须是连续的。所求解的未知量应在两截面之一上反映出来，除未知量外，两截面上的其他有关物理量应该是已知或者可通过其他关系计算出来。若求解外功时，两截面应选在输送机械的两侧。

(3) 为确定流体的位能，须选定基准水平面。由于柏努利方程式两边的位能是相对值，所以基准水平面的选取是任意的，以方便为原则。若所选取的截面不是水平的，则  $z$  值应取基准水平面至该截面的中心点的垂直距离。

(4) 柏努利方程式中各物理量必须采用一致的单位。从柏努利方程式的推导可知，式中两截面上的压力应该是绝对压力，但因柏努利方程式两边都有压力能项，所以两截面上的压力可都用绝对压力或都采用表压力均可，通常采用表压力比较方便。

## 第四节 流体在管内的流动阻力

前已述及，实际流体流动时，由于黏性所形成的内摩擦力，必然会产生流动阻力。要克服流动阻力就要消耗机械能，这就是柏努利方程式中的能量损失  $\Sigma h_f$ 。显然，要应用柏努利方程式解决流体流动中的问题，就必须知道能量损失。本节主要讨论流体在管内流动阻力的规律、影响因素和计算方法。

### 一、流体流动的类型

#### (一) 两种流型——层流与湍流

英国著名的科学家雷诺 (Osborne Reynolds) 通过实验直接观察了流体流动时其内部质点的运动情况及各种因素对流动状态的影响，于 1883 年发表的论著中，首先揭示了流体流动的两种截然不同的流动型态，并提出了流体流动时的能量损失与两种流动型态的关系。雷诺实验装置如图 1-28 所示。

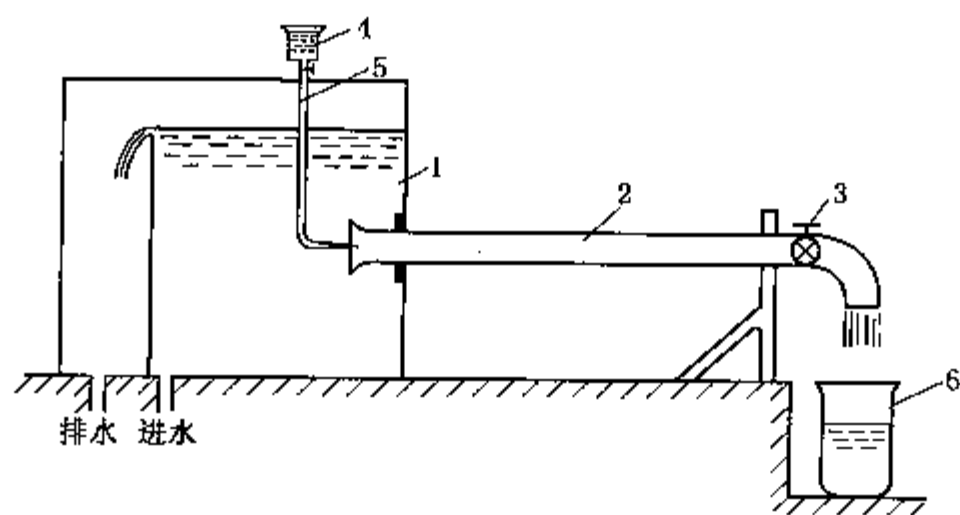


图 1-28 雷诺实验装置

1—水箱；2—玻璃管；3—阀门；4—颜色水瓶；5—细管；6—量筒

实验时先把水注入水箱，使水箱中的水面维持恒定，然后徐徐开启玻璃管上的阀门，让水从玻璃管中流出。为了观察玻璃管中水流型态，略开细管上的小阀，使颜色水亦流入玻璃管中。

当玻璃管中的水流速度较小时，可以看到一条稳定而明晰的颜色直线，如图 1-29(a)

所示。表明此时管中的水流质点互不混杂，平行于管轴向前运动，这种流动型态称为层流或滞流。

当逐渐开大阀门，使玻璃管中的水流速度增加到一定程度后，颜色直线开始弯曲并出现波浪形，处于不稳定过渡状态，如图 1-29(b) 所示。如果水流速度再稍增大，呈波浪形的颜色曲线会突然破裂，离开玻璃管入口一定距离后颜色扩散到整个玻璃管内，如图 1-29(c) 所示。表明此时水流质点不但沿管轴向前运动，而且还作无规则的横向运动，这种流动型态称为湍流或紊流。

随着有关条件的改变，层流可以过渡到湍流，湍流也可以过渡到层流，两种流型相互过渡时的流体流速称为临界流速。实验证明，由层流过渡到湍流的临界流速大于由湍流过渡到层流的临界流速，因此把前者称为上临界流速，以  $u'_c$  表示；把后者称为下临界流速，以  $u_c$  表示。

图 1-30 为一水平等径直管中的流动阻力的实验示意图，两根测压管中的液柱高度差，就是流体在管长  $L$  上的压头损失  $H_f$ ，压头损失  $H_f$  与流体流速  $u$  之间的关系如图 1-31 所示。

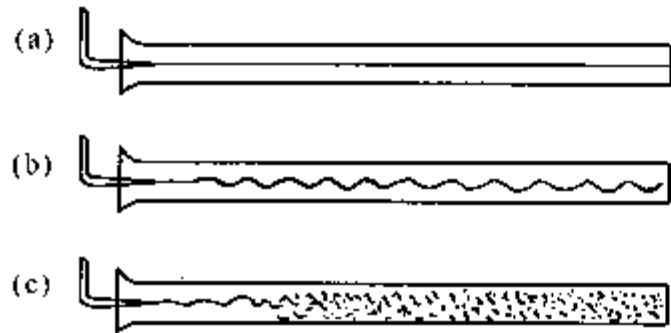


图 1-29 雷诺实验的层流(a)、过渡状态(b)和湍流(c)

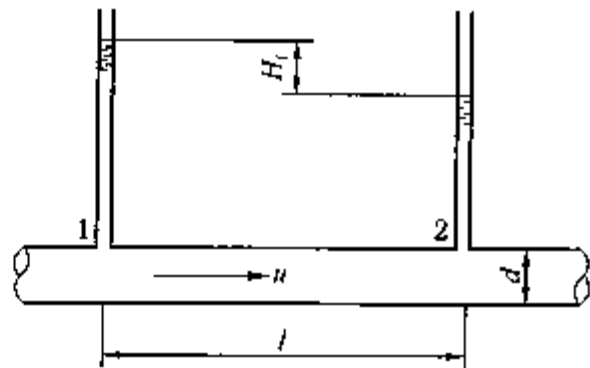


图 1-30 流动阻力实验图

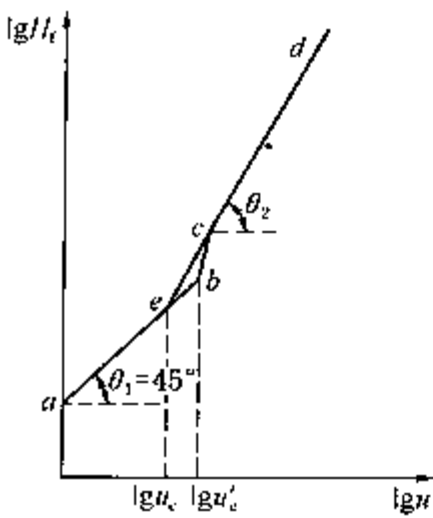


图 1-31 压头损失与流速的关系图

由图 1-31 可见，由层流向湍流过渡时，压头损失与流体流速的关系沿  $abcd$  线变化， $b$  点对应于上临界流速  $u'_c$ ；反之，由湍流向层流过渡时，压头损失与流体流速的关系沿  $dcea$  线变化， $e$  点对应于下临界流速  $u_c$ 。当流体流速介于  $u_c$  与  $u'_c$  之间时，流体的流动型态称过渡状态，其型态很不稳定，受流体流动时有关扰动等因素的影响，可能是层流，也可能是湍流。同时，当流体流速小于下临界流速(即  $u < u_c$ )时，直线  $ab$  的斜率为 1，表明层流时的压头损失与流体流速的一次方成正比，即  $H_f \propto u$ ；当流体流速大于上临界流速(即  $u > u'_c$ )时，直线  $cd$  的斜率为 1.75 ~ 2，表明湍流时压头损失与流体流速的 1.75 ~ 2 次方成正比，即  $H_f \propto u^{1.75 \sim 2}$ 。

由此可见，流体流动时能量损失随流体流速的变化规律，与流动型态密切相关，不同的流动型态其规律是不同的。因此，要计算能量损失，必须首先判别流体的流动型态。

(二) 流型的判别依据——雷诺数

事实上，判别流体的流动型态，仅靠临界流速很不方便，因为随着流体的黏度、密度以及管径的不同，临界流速也随之变化。雷诺在大量实验的基础上，把影响流型的管径  $d$ 、流速  $u$  和流体的黏度  $\mu$ 、密度  $\rho$  等因素归纳成一个无因次数群( $dup/\mu$ )，称为雷诺数，作为判

别流体流型的准则。雷诺数以  $Re$  表示，即

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{du}{\nu} \quad (1-56)$$

对应于临界流速的雷诺数为

$$Re_c = \frac{du_c \rho}{\mu} = \frac{du_c}{\nu} \quad (1-57)$$

或

$$Re'_c = \frac{du'_c \rho}{\mu} = \frac{du'_c}{\nu} \quad (1-57a)$$

实验结果表明，不论流体的性质和管径如何变化，下临界雷诺数为  $Re_c = 2000$ ，而上临界雷诺数  $Re'_c$  的数值与实验的环境条件（如扰动等因素）和流体流动的起始状态有关，很不稳定，一般为  $Re'_c = 4000$ ，甚至更高些。当  $Re < Re_c$  时，流动型态为层流；当  $Re > Re'_c$  时，流动型态为湍流；当  $Re_c < Re < Re'_c$  时，流动型态可能是层流，也可能是湍流，处于很不稳定的过渡流动状态。因此，上临界雷诺数  $Re'_c$  在工程上没有实用意义，通常用下临界雷诺数  $Re_c$  作为流动型态的判别依据。基于湍流时的流动阻力较大，故工程上一般取直管的下临界雷诺数为 2000。综上所述，在工程实际中，如果

$Re \leq 2000$  时，流体流动型态为层流；

$Re > 2000$  时，流体流动型态按湍流处理。

因为雷诺数是一个无因次数群，所以只要其中各物理量采用一致的单位制，不论采用何种单位制，其数值是相等的。

### （三）雷诺数的物理意义

雷诺数  $Re$  可表示为

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{u^2 \rho}{\mu \frac{u}{d}}$$

由牛顿黏性定律可知，单位面积上的内摩擦力（或切应力） $\tau$  可表示为

$$\tau = \mu \frac{du}{dy} \propto \mu \frac{u}{d}$$

由牛顿运动定律可知，流体流动的惯性力可表示为

$$F = ma = \frac{d(mu)}{d\theta} \propto \frac{mu}{\theta} \propto (uA\rho)u = u^2 A\rho$$

式中  $\theta$  为时间， $A$  为流动管路截面积， $mu$  为动量。单位截面积上的惯性力  $f$  为

$$f = \frac{F}{A} = u^2 \rho$$

由上所述，雷诺数的物理意义反映了流体流动时的惯性力与黏性力（内摩擦力）的对比关系。黏性力趋于使流体保持有秩序的层流流动，对流体质点的自由运动倾向起约束作用；而惯性力则相反，趋于使流体质点作无秩序的自由运动。因此，流体流动时的粘性力和惯性力是矛盾的两个方面，若流体的流速小或黏度大时，流体流动的黏性力起主导作用，雷诺数就比较小，流体流动型态为层流。随着流体流速增加或黏度减小，雷诺数便增大，湍动程度加大，当雷诺数增大到一定数值（如临界值）时，则主要矛盾便由粘性力转化为惯性力，惯性力起主导作用，因此流体流动的规律便发生质的变化，即流体流动型态由层流转变为湍流。雷诺数愈大，湍流程度愈剧烈。

【例 1-12】 某石油化工厂有一输送燃料油管路，管子的规格为  $\phi 108\text{mm} \times 4\text{mm}$ ，输油流量为  $3.6 \times 10^4 \text{kg/h}$ 。已知燃料油的密度为  $900 \text{kg/m}^3$ ，黏度为  $0.072 \text{Pa} \cdot \text{s}$ 。试判断燃料油在管中的流动型态。

解：由题可知： $d = 108 - 4 \times 2 = 100\text{mm} = 0.1\text{m}$

$$\rho = 900 \text{kg/m}^3$$

$$\mu = 0.072 \text{Pa} \cdot \text{s}$$

$$u = \frac{W}{0.785 d^2 \rho} = \frac{3.6 \times 10^4}{0.785 \times (0.1)^2 \times 900 \times 3600} = 1.415 \text{m/s}$$

将以上各数据代入式(1-56)，则得

$$Re = \frac{0.1 \times 1.415 \times 900}{7.2 \times 10^{-2}} = 1770$$

因为  $Re < 2000$ ，故燃料油在管中的流型为层流。

【例 1-13】  $20^\circ\text{C}$  的水在内径为  $50\text{mm}$  的管内流动，流速为  $2\text{m/s}$ 。试判别水在管中的流动型态。

解：由本书附录查得  $20^\circ\text{C}$  水的密度和黏度分别为：

$$\rho = 998.2 \text{kg/m}^3$$

$$\mu = 1.005 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$$

所以

$$Re = \frac{d u \rho}{\mu} = \frac{0.05 \times 2 \times 998.2}{1.005 \times 10^{-3}} = 99300$$

因为  $Re > 4000$ ，故水在管中的流动型态为湍流。

二、边界层概念

(一) 边界层及其形成

图 1-32 为实际流体沿平壁面稳定流动时边界层的形成示意图。在平壁面之前，流体以

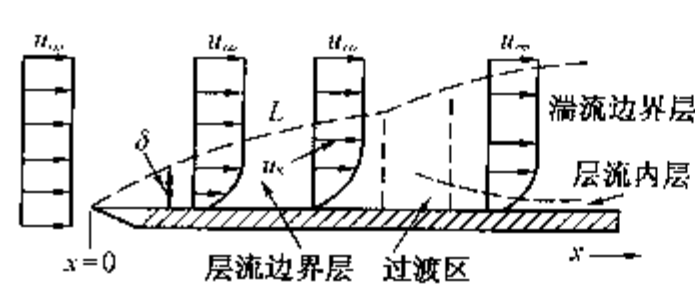


图 1-32 平壁上流动边界层的形成

均匀一致的流速  $u_\infty$  流动，当流体流过平壁面时，由于流体的黏性，附着在壁面上静止的流体层与之相邻的流体层之间产生内摩擦力，使相邻的流体层流速减慢，这种减速作用，从与平壁面相邻的流体层开始向流体内部的各流体层依次减弱，即随着流体层距平壁面的距离增加， $x$  方向上的流速  $u_x$  增大，且逐渐接近未受平壁面影响的主体

流速  $u_\infty$ ，从而形成如图 1-32 所示的速度分布。工程上，通常把从流速为零的壁面处至流速等于主体流速  $u_\infty$  的 99% 处(如图中虚线  $L$ )之间的区域称为边界层，虚线  $L$  以外的区域为主流区。

普兰德(Prandtl)最早提出把实际流体沿固体壁的流动问题分为两部分来处理，即在壁面附近的边界层中，由于在垂直于平壁面方向上存在着较大的速度梯度，根据牛顿黏性定律，即使流体黏度很小，也将会形成颇大的内摩擦力；在离壁面较远的主流区内，速度梯度小到可以忽略不计，则无须考虑黏性的影响，可将主流区的流体视为理想流体处理。因此，实际流体沿固体壁面的流动阻力主要集中在边界层内，那么在研究实际流体沿固体壁面流动的问题时，只须考虑边界层内的流动问题即可。这样，使实际流体沿固体壁面的流动问题大

为简化，且由于边界层很薄，于是可得到边界层的简化解。同时，边界层概念的建立，对传热过程和传质过程的研究也具有重要意义。

(二) 边界层的发展

如前所述，由于流体黏性所产生的内摩擦力的作用，边界层厚度  $\delta$  随流动距离  $x$  的增加而逐渐加厚，同时边界层内的流体也可能发生流动型态的转变。如图 1-32 所示，从平壁面前沿起，在  $x$  方向上的一定距离内，一般边界层较薄，流速很小，边界层内的流动型态为层流，称为层流边界层；经过一定距离后，边界层的厚度增加，流速也增大，边界层内的流动型态由层流转变为湍流，称为湍流边界层。应该指出的是在湍流边界层内，紧靠壁面处由于流体黏性的作用和壁面对流动的限制，流体流速很小，总存在着一层很薄的层流层，称为层流内层或层流底层。

判别边界层的流动型态的准则仍是雷诺数，即

$$Re_x = \frac{xu_{\infty}\rho}{\mu} = \frac{xu_{\infty}}{\nu} \tag{1-58}$$

式中  $x$  为流体从壁面前沿开始在  $x$  方向上的流动距离。边界层从层流转变为湍流的临界雷诺数的大小决定于诸多因素，如流体主流的湍流程度和壁面的粗糙度等。对于平壁面，临界雷诺数的范围为  $5 \times 10^5 \sim 3 \times 10^6$ 。实验证明，若增加流体主流的湍流程度或增加壁面的粗糙度都会使临界雷诺数的数值降低，即提早使边界层内层流转变为湍流。

边界层的厚度通常是很薄的，虽然边界层厚度很薄，却对流体流动和传热、传质过程有很大的影响。根据理论推导和实验分析，流体流过平板壁面的边界层厚度  $\delta$  可近似地用以下公式表示，即

对于层流边界层为

$$\frac{\delta}{x} = \frac{5.0}{\sqrt{Re_x}} \tag{1-59}$$

对于湍流边界层为

$$\frac{\delta}{x} = \frac{0.376}{Re_x^{0.2}} \tag{1-60}$$

从以上两式可见，边界层的厚度随流体沿平壁面流动距离的增加和流体黏度的增大而加厚。对层流边界层， $\delta$  与  $\sqrt{x}$ 、 $\sqrt{\mu}$  成正比；对湍流边界层， $\delta$  与  $x^{0.8}$ 、 $\mu^{0.2}$  成正比。显然，随着流体流动距离的增加，湍流边界层的厚度要比层流边界层的厚度增加得快，这是由于湍流边界层内所发生的流体质点混乱无序的运动促使边界层厚度较快增加的缘故。

流体进入圆管内流动边界层的形成与发展如图 1-33 所示。所不同的是在圆管进口附近一段距离(如图中  $x_0$ )内有边界层和主流区两个区域，而超过  $x_0$  后，边界层扩大到管中心，即边界层外缘与圆管中心线汇合，从此以后，边界层占据了整个圆管的截面，此时边界层的厚度等于圆管的半径，即  $\delta = R$ 。将边界层外缘与圆管中心线汇合时的距离  $x_0$  称为进口段长度。若汇合时边界层内流动为层流，则汇合后圆管内的流动型态为层流，如图 1-34 所示；若汇合时边界层内的流动型态已由层流转变为湍流，那么汇合之后圆管内的流动型态为湍流，如图 1-35 所示。圆管内边界层外缘的流速即为管中心的流速，

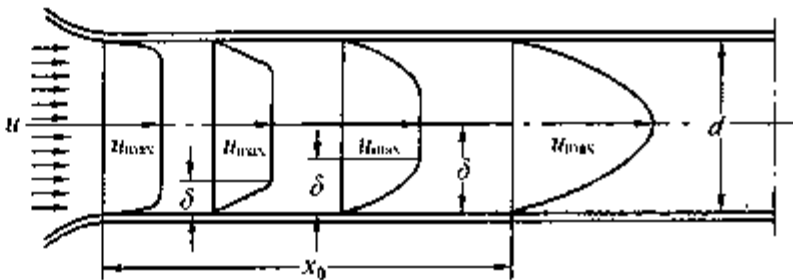


图 1-33 圆管进口段边界层的形成与发展



无论是层流或湍流都是最大流速  $u_{\max}$ 。

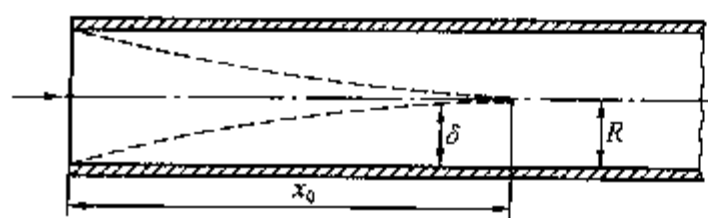


图 1-34 圆管进口段层流边界层

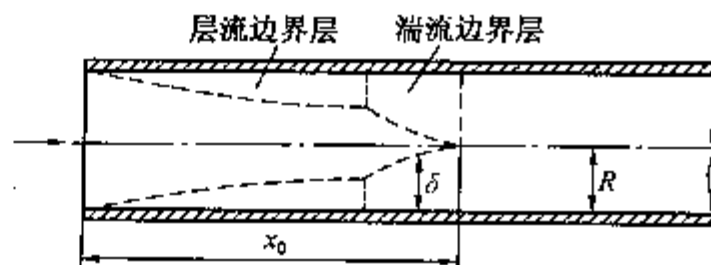


图 1-35 圆管进口段层流与湍流边界层

对于层流流动，进口段长度  $x_0$  与圆管直径  $d$  及雷诺数  $Re$  的关系为

$$\frac{x_0}{d} = 0.0575 Re \quad (1-61)$$

式中  $Re = du\rho/\mu$ ，其中  $u$  为管截面的平均流速。

由上可知，流体在圆形直管内稳定流动时，在进口段长度  $x_0$  内，边界层的厚度随着流体流动距离的增加而加厚，速度分布沿管长不断变化，在进口段长度  $x_0$  以后，管内各截面上的速度分布和流型才保持不变。因此，在测定圆管内截面上流体的速度分布以及测定流体流量、压力时，测量点（即测量仪表安装点）应选在距管进口或弯管等处的距离大于  $x_0$  的部位。层流时，通常取  $x_0 = (50 \sim 100)d$ ；湍流时， $x_0$  比层流时要短些，通常取  $x_0 = (40 \sim 50)d$ 。

### （三）边界层的分离

如实际流体不是沿平壁面或圆形直管流动，而是绕圆柱或圆球体等曲面流动时，同样会形成边界层，而且还会发生边界层与固体表面相脱离的现象，称为边界层分离。图 1-36 和图 1-37，为流体绕圆柱体流动和边界层分离示意图。

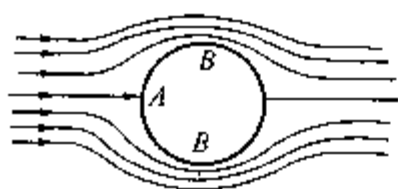


图 1-36 流体绕圆柱体的流动

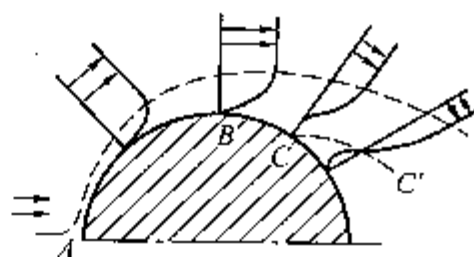


图 1-37 边界层分离示意图

当流速为  $u$ 、压力为  $p$  的流体流经圆柱体时，在其表面上会形成边界层，且边界层的厚度逐渐增大。流体在  $A$  点受壁面阻滞，速度为零，此点称为驻点或停滞点。在驻点  $A$ ，流体的全部动能转换为压力能，故驻点  $A$  处的压力最大。流体自  $A$  点流至  $B$  点，即流经圆柱体的前半部分时，流通截面逐渐缩小，流速逐渐增大，则边界层中的流体处于加速减压的情况，所减少的压力能，一部分转变为动能，另一部分消耗于克服因流体的内摩擦力而产生的流动阻力。故在  $B$  点处流速最大、压力最低，从  $A$  点到  $B$  点，流动边界层的发展与平壁面情况无本质区别。当流体流过  $B$  点以后，由于流通截面逐渐扩大，流速逐渐减小，边界层中的流体处于减速加压的情况，靠近圆柱体表面的流体流速迅速下降，最终在  $C$  处流速降为零。离圆柱体表面稍远的流体质点因具有较大的流速和动能，故可流过较长的距离（如图中  $C'$  处）流速才降为零。若将边界层内流速为零的各点相连，如图 1-37 中  $CC'$  线所示，该线与边界层外缘之间的区域即形成脱离了固体表面的边界层，这一现象称为边界层的分离或脱体。因此， $CC'$  将圆柱体表面以上的流体分为流向相反的两部分，两部分流体区域的交界

面  $CC'$  称为边界层的分离面，分离面的起点  $C$  称为分离点。在分离面与固体表面之间，流体倒流而产生涡流，在涡流区内部的流体质点之间因强烈的碰撞与混合而消耗能量，这部分能量消耗是由于固体表面形状而引起的边界层分离所造成的，故称为形体阻力或旋涡阻力。

由此可见，实际流体绕过固体表面流动时的阻力为因克服流体内摩擦力而产生的表面阻力(摩擦阻力)和因表面形状而引起的边界层分离所产生的形体阻力(旋涡阻力)之和，两者之和又称局部阻力。流体流经管件、阀门及管路截面突然扩大或缩小等部位时，由于流动方向和流动截面的突然改变，也都会产生上述的局部阻力。

综上所述，尽管对流体在管内流动来说，整个截面都属于边界层，区分边界层与流体主流区的意义不大，但对于流体在大空间中绕各种形状的物体表面流动时，边界层的形成、发展和分离以及区分边界层与主流区，不但对分析和研究流动规律，特别是分析和研究流动阻力有很大帮助，而且对简化比较复杂的绕固体壁面的流动问题，实现从理论上近似求解也具有重要意义。

### 三、直管阻力损失和局部阻力损失

流体流动管路主要由两部分组成，即直管部分和管件部分，后者包括弯头、三通、异径接头、截面突然扩大或突然缩小等各种管件及阀门。如前所述，无论是实际流体流过直管部分还是管件部分都会产生流动阻力，消耗一定的机械能。前者称为直管阻力损失或沿程阻力损失，以  $h_f$  表示；后者称为局部阻力损失，以  $h'_f$  表示。柏努利方程式中阻力损失  $\sum h_f$  项，系指所研究的流动管路系统的总阻力损失，即包括流动系统中各段的直管阻力损失和各局部阻力损失，则有

$$\sum h_f = h_f + h'_f \tag{1-62}$$

应该注意，直管阻力损失和局部阻力损失的划分只是为了强调产生两种阻力损失的不同外部条件、影响因素以及工程计算和研究上的方便，就产生两种阻力损失的内因来说，都是由于实际流体的黏性。以下就直管阻力损失和局部阻力损失的计算，分别进行讨论。

### 四、直管阻力损失的计算

#### (一) 计算直管阻力损失的通式

当流体在直管内以一定的流速流动时，有两个方向相反的力相互作用着，一个是促使流体流动的推动力，其方向与流体流动方向相同；另一个是由于流体黏性形成的内摩擦力所产生的阻止流体流动的阻力，其方向与流体流动方向相反。根据牛顿第二运动定律，只有在上述两个力达到平衡的条件下，即两者大小相等、方向相反时，才能维持流体在管内作稳定流动。图 1-38 为一长度为  $l$ 、管内径为  $d$  的水平直管内流体以流速  $u$  稳定流动时的受力情况示意图。

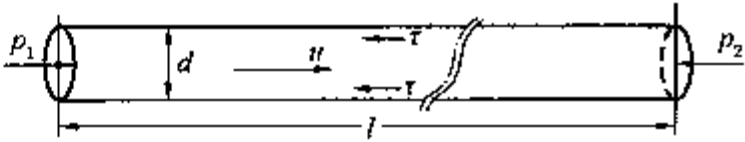


图 1-38 流体在水平直管内流动时受力示意图

垂直作用于左端和右端截面上的力分别为

$$F_1 = p_1 \frac{\pi d^2}{4}$$

和

$$F_2 = p_2 \frac{\pi d^2}{4}$$

则流体流动的推动力为

$$F_1 - F_2 = (p_1 - p_2) \frac{\pi d^2}{4}$$

通常把由于流体黏性在其流动时引起的内摩擦力所产生的阻力，视为平行作用于流体柱表面上的摩擦力，即

$$F = \tau S = \tau \pi dl$$

对于稳定流动，则有  $(F_1 - F_2) = F$ ，即

$$(p_1 - p_2) \frac{\pi d^2}{4} = \tau \pi dl$$

或

$$-\Delta p = p_1 - p_2 = \frac{4\tau l}{d}$$

上式中  $-\Delta p$  表示由于摩擦阻力而引起的沿流体流动方向上的压力降低，也是能量损失的一种表示形式，常把  $-\Delta p$  记为  $\Delta p_f$ ，单位为  $\text{J/m}^3$  或  $\text{N/m}^2$ ，其意义为单位体积流体在流动系统中由于流动阻力所消耗的能量。若以单位质量流体计，能量损失以  $h_f$  表示，单位为  $\text{J/kg}$ ，则有

$$h_f = \frac{\Delta p_f}{\rho} = \frac{4\tau l}{d\rho} \quad (1-63)$$

式(1-63)就是圆形直管阻力损失  $h_f$  与内摩擦应力  $\tau$  之间的关系式。因为难以直接用  $\tau$  计算  $h_f$ ，为此对式(1-63)作如下变换，以便消去  $\tau$ 。由于流体流动阻力与流体流速密切相关，且动能  $u^2/2$  与  $h_f$  的单位相同，均为  $\text{J/kg}$ ，因此通常把能量损失  $h_f$  表示为动能  $u^2/2$  的倍数。于是式(1-63)可写成

$$h_f = \frac{8\tau}{\rho u^2} \frac{l}{d} \frac{u^2}{2}$$

令

$$\lambda = \frac{8\tau}{\rho u^2}$$

则

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} \quad (1-64)$$

或

$$\Delta p_f = \rho h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{\rho u^2}{2} \quad (1-65)$$

式(1-64)和式(1-65)为计算圆形直管内阻力损失的通式，称为范宁(Fanning)公式，此式对层流和湍流均适用。式中  $\lambda$  无因次，与管壁作用于流体四周表面上的内摩擦应力  $\tau$  成正比，因此称为摩擦系数。在计算阻力损失  $h_f$  时，关键是求得摩擦系数  $\lambda$ 。因为流体流动型态不同，流体在流动管路截面上的速度分布规律和阻力损失的性质就不相同，所以摩擦系数的求法也因流体流动型态的不同而异。因此，对层流和湍流的速度分布和摩擦系数分别进行讨论。

## (二) 层流时的速度分布和摩擦系数

层流时流体层间的内摩擦应力可以用牛顿黏性定律表示，故利用此定律可以推导出层流时速度分布表达式。

为了研究层流时的速度分布，设流体在半径为  $R$ 、直径为  $d$  的水平管路作稳定的层流流

动，于管路轴心处取一半径为  $r$ 、长度为  $l$  的流体柱作为研究对象，如图 1-39 所示。

作用于流体柱上的推动力为

$$(p_1 - p_2) \pi r^2 = \Delta p_l \pi r^2$$

设半径为  $r$  处的流体层流速为  $u_r$ ， $(r + dr)$  处的相邻流体层流速为  $(u_r + du_r)$ ，则沿半径方向的速度梯度为  $du_r/dr$ 。根据牛顿黏性定律，两相邻流体层间相对运动所产生的内摩擦力为

$$F_r = \tau_r S = -\mu(2\pi r l) \frac{du_r}{dr}$$

上式中取负号是因为流速  $u_r$  沿半径  $r$  的增加而减小，即速度梯度  $du_r/dr$  为负值，故取负号可使内摩擦力为正值。

对稳定流动，根据受力平衡条件，则有

$$\Delta p_l \pi r^2 = -\mu(2\pi r l) \frac{du_r}{dr}$$

或

$$du_r = -\frac{\Delta p_l}{2\mu l} r dr$$

以  $r$  从  $r$  至  $R$ 、 $u_r$  从  $u_r$  至 0 对上式进行积分得

$$u_r = -\frac{\Delta p_l}{2\mu l} \int_R^r r dr = \frac{\Delta p_l}{4\mu l} (R^2 - r^2) \quad (1-66)$$

在管中心， $r=0$ ， $u_r = u_{\max}$ ，代入上式得

$$u_{\max} = \frac{\Delta p_l}{4\mu l} R^2 \quad (1-67)$$

比较式(1-66)与式(1-67)，可得

$$u_r = u_{\max} \left[ 1 - \left( \frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad (1-68)$$

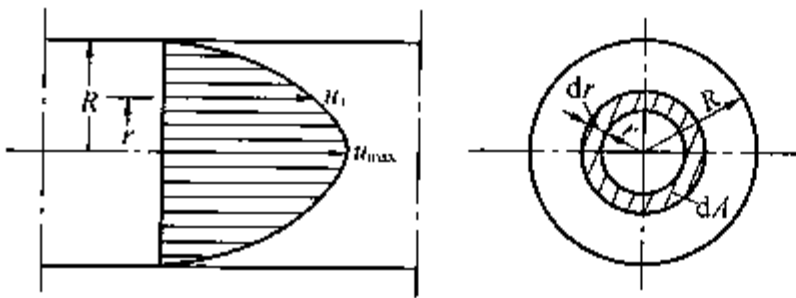


图 1-40 层流时的速度分布

式(1-66)或式(1-68)为层流时的速度分布表达式，且为抛物线方程式，表明圆管中层流时的速度分布呈抛物线，如图 1-40 所示；在空间中的速度分布图形为一旋转抛物面。

工程上，通常以流体通过管截面的平均流速  $u$  来计算阻力损失。因此，须把式(1-66)变换成  $\Delta p_l$  与  $u$  的关系。

由式(1-38)可知，平均流速为

$$u = \frac{V}{A} = \frac{V}{\pi R^2} \quad (1-69)$$

为了求得通过整个截面的体积流量  $V$ ，在如图 1-40 所示的圆管内流动的流体中划出一个很薄的环形体，其半径为  $r$ 、厚度为  $dr$ 、截面积为  $dA = 2\pi r dr$ 。由于环形体很薄，即  $dr$  很小，可近似取环形体内流体的流速为  $u_r$ ，则通过截面  $dA$  的体积流量为

$$dV = u_r dA = u_r (2\pi r dr)$$

将式(1-66)代入上式得

$$dV = \frac{\pi \Delta p_f}{2\mu l} (R^2 - r^2) r dr$$

取边界条件：当  $r=0$  时， $V=0$ ；当  $r=R$  时， $V=V$ ，对上式积分得

$$\begin{aligned} V &= \int_0^R \frac{\pi \Delta p_f}{2\mu l} (R^2 - r^2) r dr = \frac{\pi \Delta p_f}{2\mu l} \left( \frac{R^4}{2} - \frac{R^4}{4} \right) \\ &= \frac{\pi \Delta p_f}{8\mu l} R^4 \end{aligned}$$

代入式(1-69)，则平均流速为

$$u = \frac{V}{\pi R^2} = \frac{\frac{\pi \Delta p_f}{8\mu l} R^4}{\pi R^2} = \frac{\Delta p_f}{8\mu l} R^2 \quad (1-70)$$

比较式(1-70)与式(1-67)，可得

$$u = \frac{u_{\max}}{2} \quad (1-71)$$

即流体在圆管内层流流动时，其平均流速为管中心最大流速的一半。

以  $R=d/2$  代入式(1-70)，经整理得

$$\Delta p_f = \frac{32\mu l u}{d^2} \quad (1-72)$$

或

$$h_f = \frac{\Delta p_f}{\rho} = \frac{32\mu l u}{d^2 \rho} \quad (1-73)$$

式(1-72)和式(1-73)为流体在圆管内层流流动时的直管阻力损失计算式，称为哈根-泊谟叶(hagen-Poiseuille)公式。可见，流体在圆管内层流时，阻力损失与流速  $u$ 、黏度  $\mu$  的一次方成正比。

将哈根-泊谟叶公式[式(1-73)]与范宁公式[式(1-64)]相比，可得层流时的摩擦系数为

$$\lambda = \frac{64\mu}{d u \rho} = \frac{64}{Re} \quad (1-74)$$

显然，层流时摩擦系数  $\lambda$  仅是雷诺数  $Re$  的函数，与管壁的粗糙度无关。这一结论与实验结果完全一致。

### (三) 湍流时的速度分布与摩擦系数

#### 1. 湍流时的速度分布

由雷诺实验已知，当流体由层流转变为湍流时，流体质点作复杂而无规律的运动。尽管

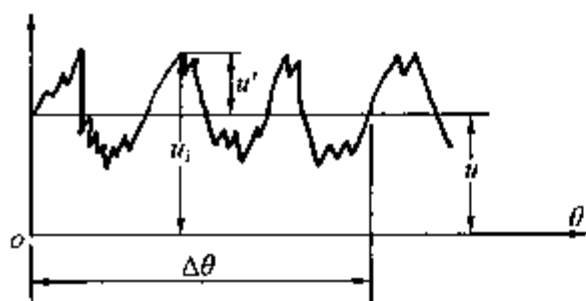


图 1-41 瞬时流速与时均流速

从整体上看，流体在整个截面上的平均流速不随时间变化，但对于截面上某一点的流速，其大小和方向都随时间作复杂的变化，且这种变化是极其频繁并不断跳动的，这种现象称为脉动现象。在湍流中，流速、压力等运动参数都存在着脉动现象。图 1-41 所示的曲线是用测速仪器测出的管道中某一点的瞬时轴向流速  $u_i$  随时间  $\theta$  的变化关系。如果在时间间隔  $\Delta\theta$  内求该流速

的平均值，称为时间平均流速，简称时均流速，以  $u$  表示，则

$$u = \frac{1}{\Delta\theta} \int_0^{\Delta\theta} u_i d\theta \tag{1-75}$$

即时均流速等于瞬时流速随时间变化曲线在  $\Delta\theta$  间隔中的平均速度值。只要能够测定出瞬时流速随时间的变化曲线，不论这种曲线多么复杂，都可以用求积仪器量出曲线下在  $\Delta\theta$  间隔中的面积，从而根据式(1-75)求出时均流速  $u$ 。

对于稳定的湍流流动，只要所取的时间间隔  $\Delta\theta$  不是太短，则时均流速  $u$  便是常数。由图 1-41 可见，任一瞬时流速(真实流速)  $u_i$  由时均流速  $u$  和脉动流速  $u'$  组成，即

$$u_i = u \pm u' \tag{1-76}$$

尽管湍流时流体质点作复杂而不规则的运动，在圆管截面上的速度分布不是层流时的抛物线形状，但对于稳定的湍流流动，流动截面上各点的流速也按一定的规律分布。在湍流中，流体质点互相混杂、碰撞，流速较快的质点推动与之相撞的流速较慢的质点。相反，流速较慢的质点却阻碍流速较快的质点。这样，在流体质点之间便发生动量交换，同时彼此之间也发生力的相互作用，结果使得流动截面上各点的流速趋于均匀。在靠近管壁处，由于脉动作用受到壁面的限制和黏性的阻滞作用使流速急剧下降，直至紧贴在管壁上的流体流速为零。这样，在湍流流动截面上的速度分布不像层流时的抛物线形状，而在圆管截面的中部比较平坦和靠近壁面处比较陡(即速度梯度较大)，如图 1-42 所示。

在前面讨论边界层概念时已述及，流体在圆管中即使在高度湍流条件下，在靠近管壁处仍有一层很薄的层流内层。实际上，在层流内层与湍流区之间还有一个缓冲层，由于缓冲层也很薄，且不稳定，一般不单独考虑，而是将它与湍流部分合并。因此，将流体在圆管中的湍流流动分为湍流区和层流内层两个部分。层流内层一般很薄，其厚度随雷诺数的增大而减小。在湍流区内，径向的传递过程因速度的脉动而大大强化。而在层流内层中，径向的传递只能依赖于分子运动。因此，在湍流流动中，层流内层为流动过程主要阻力和传递过程主要阻力之所在。

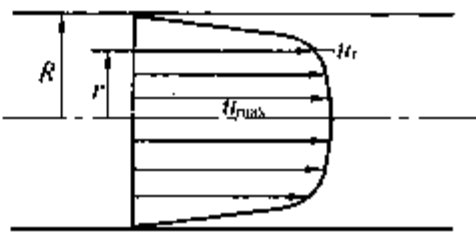


图 1-42 湍流时的速度分布

由于湍流流动的复杂性，目前尚不能像层流那样完全从理论分析来推导其速度公式，大都是综合了实验数据所得出的经验公式或半经验公式。最常见的是尼库拉则(J. Nikuradse)在光滑管中进行了大量的实验基础上提出的比较简单的计算湍流时速度分布的近似指数方程，即

$$\frac{u_r}{u_{max}} = \left(1 - \frac{r}{R}\right)^{1/n} \tag{1-77}$$

式中  $n$  与雷诺数  $Re$  有关，其值随  $Re$  的增加在 6~10 之间变化。当  $Re = 1 \times 10^5$  左右时， $n = 7$ ，则有

$$\frac{u_r}{u_{max}} = \left(1 - \frac{r}{R}\right)^{1/7} \tag{1-78}$$

式(1-78)称为普兰特(Prandtl)1/7 次方速度分布方程。

式(1-77)和式(1-78)表明了流体在圆管内湍流流动时的速度分布规律。但在管路计算中，更为有用的则是如式(1-69)所示的管截面平均流速  $u$ 。根据湍流时速度分布的指数方程，进行与层流时相同的推导，则可得到湍流时光滑管中的平均流速  $u$  与最大流速  $u_{max}$  的



关系。参照图 1-40，湍流流动时通过截面积  $dA$  的流体体积流量  $dV$  为

$$\begin{aligned}dV &= u_r dA = u_r (2\pi r dr) \\&= 2\pi u_{\max} \left(1 - \frac{r}{R}\right)^{1/n} r dr\end{aligned}$$

以  $r$  从 0 到  $R$ 、 $V$  从 0 到  $V$  为边界条件，对上式进行积分得

$$\begin{aligned}V &= \int_0^R 2\pi u_{\max} \left(1 - \frac{r}{R}\right)^{1/n} r dr \\&= \frac{2\pi u_{\max}}{R^{1/n}} \int_0^R r (R - r)^{1/n} dr \\&= \frac{2\pi u_{\max}}{R^{1/n}} \cdot \frac{-n}{n+1} \int_0^R r d(R - r)^{\frac{n+1}{n}} \\&= \frac{2\pi u_{\max}}{R^{1/n}} \cdot \frac{-n}{n+1} \left\{ \left[ r (R - r)^{\frac{n+1}{n}} \right]_0^R - \int_0^R (R - r)^{\frac{n+1}{n}} dr \right\} \\&= \frac{2\pi u_{\max}}{R^{1/n}} \cdot \frac{n}{n+1} \cdot \frac{R^{\frac{n+1}{n}} + 1}{\frac{n+1}{n} + 1} \\&= \frac{2\pi u_{\max} n^2 R^2}{(n+1)(2n+1)}\end{aligned}$$

则平均流速为

$$u = \frac{V}{\pi R^2} = \frac{2n^2 u_{\max}}{(n+1)(2n+1)} \tag{1-79}$$

或

$$\frac{u}{u_{\max}} = \frac{2n^2}{(n+1)(2n+1)} \tag{1-80}$$

不同  $n$  值下的平均流速  $u$  和最大流速  $u_{\max}$  之比值见表 1-4。

表 1-4  $u/u_{\max}$  与  $n$  值关系

$n$	6	7	8	9	10
$u/u_{\max}$	0.791	0.817	0.837	0.852	0.865

由以上分析可知， $u/u_{\max}$  随  $n$  值的增大而增加，由于随  $Re$  的增大  $n$  值在 6~10 之间变化，因此随着  $Re$  的增大平均流速愈加接近最大流速  $u_{\max}$ ，直至  $u/u_{\max}$  趋于定值 0.865。表明湍流程度愈大，其速度分布曲线愈平坦，且平坦区域愈宽。但由于层流内层的存在，当  $Re$  增大到一定程度后，速度分布曲线趋于定型，则  $u/u_{\max}$  趋于定值。 $u/u_{\max}$  与雷诺数的关系如后文图 1-65 所示。通常，流体在圆管内达到发达的湍流流动 ( $Re = 1 \times 10^5$  左右) 时，其平均流速约为最大流速的 0.82 倍，即  $u/u_{\max} \approx 0.82$ 。

前已述及，层流内层的厚度  $\delta_b$  尽管很薄，通常只有几分之一毫米，但它对湍流流动的阻力损失和流体与壁面间的传热等物理现象有着重要的影响，且这种影响与壁面的粗糙程度直接有关。将管道壁面的凸出部分的平均高度称为管壁绝对粗糙度，以  $\varepsilon$  表示；而将绝对粗糙度与管径的比值  $\varepsilon/d$  称为管壁的相对粗糙度。按照管道的材质种类和加工方法，大致可将管道分为光滑管与粗糙管。通常把玻璃管、铜管、塑料管等列为光滑管；将钢管、铸铁管等列为粗糙管。实际上，即使是相同材质的管道，由于使用时间的长短与腐蚀、结垢的程度不同，管壁的粗糙程度也会有很大的差异。常用的工业管道的绝对粗糙度数值列于表 1-5。

表 1-5 常用工业管道的绝对粗糙度

	管道类别	绝对粗糙度 $\varepsilon/\text{mm}$		管道类别	绝对粗糙度 $\varepsilon/\text{mm}$
金属管	无缝黄铜管、铜管及铝管	0.01 ~ 0.05	非金属管	干净玻璃管	0.0015 ~ 0.01
	新的无缝钢管或镀锌铁管	0.1 ~ 0.2		橡皮软管	0.01 ~ 0.03
	新的铸铁管	0.3		木管道	0.25 ~ 1.25
	具有轻度腐蚀的无缝钢管	0.2 ~ 0.3		陶土排水管	0.45 ~ 6.0
	具有显著腐蚀的无缝钢管	0.5 以上		很好整平的水泥管	0.33
	旧的铸铁管	0.85 以上		石棉水泥管	0.03 ~ 0.8

当  $\delta_b > \varepsilon$  时，即层流内层完全淹没了管壁的凸出部分，如图 1-43(a) 所示。这时层流内层以外的湍流区域就不受壁面粗糙度的影响，流体好像在完全光滑的管道中流动一样，这种情况的管内流动称作是“水力光滑”流动，对这种管道可视为“光滑管”。

当  $\delta_b < \varepsilon$  时，即管壁上的凸出部分有一部分或大部分暴露在湍流区域中，如图 1-43(b) 所示。这时凸出部分与流体质点发生碰撞，并加剧流体质点之间的碰撞，使湍流程度加剧，将引起漩涡，造成更大的阻力损失，管壁粗糙度将对湍流流动发生影响，这种情况的管内流动称作是“水力粗糙”流动，对这种管道可视为“粗糙管”。

由于层流内层的厚度  $\delta_b$  是随着雷诺数  $Re$  的改变而变化的，因此同样一根管道在不同的  $Re$  下便会处于“水力光滑”或“水力粗糙”这两种不同的流动情况，此时计算层流内层厚度的半经验公式有

$$\delta_b = \frac{34.2d}{Re^{7/8}}$$

(1-81)

或

$$\delta_b = \frac{30d}{Re \sqrt{\lambda}}$$

(1-82)

式中  $d$ ——管道内径；  
 $\lambda$ ——摩擦系数。

由以上分析可知，只有流体在管内的湍流流动处于“水力粗糙”状态时，管壁粗糙度对流动阻力损失的影响才会显现出来，此时摩擦系数不仅与雷诺数有关，而且还与管壁粗糙度有关。雷诺数愈大，层流内层的厚度愈薄，管壁粗糙度的影响愈显著。同时，管壁粗糙度对摩擦系数的影响程度与管径大小有关，对于绝对粗糙度相同的管道，管径小者影响大，反之影响小。因此，在阻力损失的计算中，不但要考虑管壁绝对粗糙度的大小，还要考虑管壁相对粗糙度的大小。

2. 湍流时的摩擦系数——因次分析法的应用

湍流时的摩擦系数不但与雷诺数有关，而且还与管壁的相对粗糙度有关。但由于湍流流动情况比层流流动复杂得多，因此湍流时的摩擦系数还不能像层流那样完全用理论分析法推导其计算公式。工程上大量这些类似的复杂问题，虽然可以通过实验研究影响过程的主要因素，但由于影响因素比较多，只靠实验建立诸因素之间的关系式，实验工作量必然很大，而

且要把实验结果关联成一个形式比较简单实用的公式往往也比较困难。工程技术上解决这类问题的途径,首先在通过实验分析确定影响过程主要因素(变量或参数)的基础上,用因次分析法、相似论等方法将诸影响因素间的关系转换为少数几个独立的无因次数群间的函数关系,然后再通过实验建立无因次数群之间的具体关系式。

因次分析法的基础是因次一致性的原则和  $\pi$  定理。因次一致性原则表明任何一个物理方程式两边或方程式中的每一项均具有相同的因次,此即为因次一致性或因次和谐性。从这一基本点出发,任何物理方程式都可以转化为无因次形式。 $\pi$  定理系指任何一个物理方程式必可转化为以无因次数群的函数关系式代替原物理方程式,而无因次数群( $\pi_i$ )的个数  $i$  等于原物理方程式中的变量(参数)数  $n$  减去所用到的基本因次数  $m$ , 即

$$i = n - m \quad (1-83)$$

通过实验分析可知,影响流体在圆形直管内湍流流动的阻力损失  $h_f$  的主要因素有流体的密度  $\rho$ 、黏度  $\mu$ ; 管道的直径  $d$ 、长度  $l$  和管壁绝对粗糙度  $\varepsilon$ ; 流体的流速  $u$ 。则待求的关联式可以写成一般的不定函数形式, 即,

$$h_f = f(d, l, u, \rho, \mu, \varepsilon) \quad (1-84)$$

将式(1-84)的函数式写成指数方程式, 即

$$h_f = K d^a l^b u^c \rho^x \mu^y \varepsilon^z \quad (1-85)$$

上式中有 7 个待定数, 即系数  $K$  和指数  $a, b, c, x, y, z$ ; 变量数  $n=7$ , 即  $h_f, d, l, u, \rho, \mu$  和  $\varepsilon$ , 其因次分别为  $[L^2 T^{-2}]$ 、 $[L]$ 、 $[L]$ 、 $[L T^{-1}]$ 、 $[M L^{-3}]$ 、 $[M L^{-1} T^{-1}]$ 、 $[L]$ ; 基本因次数  $m=3$ , 即长度  $L$ 、质量  $M$ 、时间  $T$ 。式(1-85)的因次形式为

$$[L^2 T^{-2}] = [L]^a [L]^b [L T^{-1}]^c [M L^{-3}]^x [M L^{-1} T^{-1}]^y [L]^z$$

$$\text{或} \quad [L]^2 [T]^{-2} = [L]^{a+b+c-3x-y+z} [M]^{x+y} [T]^{-c-y}$$

根据因次一致性原则, 欲使等式中各项因次相等, 必须满足

$$\text{对}[L] \quad a + b + c - 3x - y + z - 2 = 0$$

$$\text{对}[M] \quad x + y = 0$$

$$\text{对}[T] \quad -c - y + 2 = 0$$

该方程组中, 有 6 个未知数(指数), 但只有 3 个方程式, 显然不能联立解出每个未知数, 只能联立解出 3 个未知数。为此, 将其中 3 个指数用另外 3 个来表示, 如将  $a, c, x$  通过  $b, y, z$  来表示, 可联立解出  $a, c, x$ , 即

$$x = -y$$

$$c = 2 - y$$

$$a = -b - y - z$$

将  $d, c, x$  值代入式(1-85), 则得

$$\begin{aligned} h_f &= K d^{-b-y-z} l^b u^{2-y} \rho^{-y} \mu^y \varepsilon^z \\ &= K d^{-b} d^{-y} d^{-z} l^b u^2 u^{-y} \rho^{-y} \mu^y \varepsilon^z \end{aligned}$$

将上式中指数相同的变量合并, 则得

$$\left(\frac{h_f}{u^2}\right) = K \left(\frac{l}{d}\right)^b \left(\frac{du\rho}{\mu}\right)^{-y} \left(\frac{\varepsilon}{d}\right)^z \quad (1-86)$$

$$\text{或} \quad \left(\frac{h_f}{u^2}\right) = f\left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{l}{d}, \frac{\varepsilon}{d}\right) \quad (1-87)$$

显而易见，通过因次分析法将表示湍流时阻力损失的一般函数式(1-84)转变成了一个符合 $\pi$ 定理的无因次数群函数式(1-87)。关于各无因次数群之间关系的具体形式，因次分析法并不能解决，要通过实验确定。将式(1-87)与式(1-84)比较可见，经过因次分析法处理之后，自变量由6个减少为3个，这样进行实验时无需一个个地改变式(1-84)中的6个自变量，而只要逐个地改变式(1-87)中3个自变量即可。显然，实验的次数大大地减少，避免了大量的实验工作。尤其重要的是，若按式(1-84)进行实验时，为改变 $\rho$ 或 $\mu$ ，就必须更换多种流体；为改变 $d$ ，就必须更换实验管道，这样进行实验非常麻烦。若按式(1-87)进行实验时，要改变 $dup/\mu$ ，只要通过改变流体流量来改变流体流速 $u$ 即可；要改变 $l/d$ ，只要改变两测压点间的距离 $l$ 即可。这样，还可以将通过水、空气等的实验结果推广应用到其他牛顿型流体，将小型实验装置的实验结果应用于大型装置。

由以上讨论可见，因次分析法仅从变量的因次着手，纯粹从形式上对待求函数进行转化处理，不需要对物理过程的机理进行深入理解，也无助于对物理过程机理的深化认识，只是使实验工作量大大减少。因此，因次分析法是规划一个简单可行的实验步骤的一种有效手段，应用非常广泛。

因次分析法的可靠性取决于所确定的过程主要影响因素(物理量)是否齐全与准确以及实验测量的准确性。遗漏主要影响因素或引入不必要的因素均会对所得到的无因次数群关联的正确性造成影响。因次分析是建立在理论分析和实验研究基础之上的。

在以上的例子中所得到的无因次数群，具有明确的意义，其中

$$\frac{h_f}{u^2} = \frac{\Delta p_f}{\rho u^2} = Eu \text{——表示压力与惯性力之比，称为欧拉(Euler)数；}$$

$$\frac{dup}{\mu} = \frac{\rho u^2}{\mu u/d} = Re \text{——表示惯性力与黏滞力之比，称为雷诺(Reynolds)数；}$$

$\frac{l}{d}$ 和 $\frac{\varepsilon}{d}$ 均为特定几何形状中各有关尺寸的无因次比值，其中 $\varepsilon/d$ 为对摩擦系数有重要影响的管壁相对粗糙度。

实验结果证明，当 $d$ 、 $u$ 、 $\rho$ 、 $\mu$ 及 $\varepsilon$ 一定时，阻力损失与管长成正比，即 $h_f \propto l$ 或 $h_f \propto l/d$ ，故式(1-86)中的指数 $b=1$ ，则有

$$h_f = 2K(Re)^{-\gamma} \left( \frac{\varepsilon}{d} \right)^z \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} \tag{1-88}$$

比较式(1-88)与式(1-64)，可得

$$\lambda = 2K(Re)^{-\gamma} \left( \frac{\varepsilon}{d} \right)^z = \varphi \left( Re, \frac{\varepsilon}{d} \right) \tag{1-89}$$

式(1-89)进一步表明了流体在圆形直管中湍流流动时的摩擦系数 $\lambda$ 不仅与 $Re$ 有关，而且还与 $\varepsilon/d$ 有关，其间的具体关系，人们在大量实验的基础上经过分析处理，归纳出了不少经验公式和关系图。

### 3. 摩擦系数图—— $\lambda$ 与 $Re$ 及 $\varepsilon/d$ 的关系曲线

莫狄(Moody)在各种新的工业管道中进行了流体流动的实验，将测得的摩擦系数 $\lambda$ 与雷诺数 $Re$ 和相对粗糙度 $\varepsilon/d$ 的实验数据标绘在双对数坐标纸上，便得到了如图1-44所示的摩擦系数 $\lambda$ 与 $Re$ 和 $\varepsilon/d$ 的关系图，此图称为莫狄摩擦系数图。根据 $Re$ 和 $\varepsilon/d$ 值从该图中查取湍流时的摩擦系数是很方便的。

依据图1-44中摩擦系数 $\lambda$ 与 $Re$ 和 $\varepsilon/d$ 的关系曲线特点，该图可分为四个区域，即

(1)  $Re \leq 2000$ ，为层流区。在此区域内，摩擦系数  $\lambda$  与管壁的相对粗糙度  $\varepsilon/d$  无关， $\lambda$  只与  $Re$  有关，且为直线关系，即  $\lambda = 64/Re$ 。

(2)  $2000 < Re < 4000$ ，为过渡区。这是由层流向湍流过渡的区域，在此区域内，流体流型不稳定，可能是层流，也可能是湍流。在工程计算上为保险起见，常作湍流处理，即将湍流时的  $\lambda$  与  $Re$ 、 $\varepsilon/d$  之间的关系曲线延伸，以查取过渡区的摩擦系数。

(3)  $Re \geq 4000$  及图中虚线以下的区域，为湍流区。该区域的特点是摩擦系数  $\lambda$  与  $Re$ 、 $\varepsilon/d$  均有关。当  $\varepsilon/d$  一定时， $\lambda$  随  $Re$  的增大而减小，且随着  $Re$  的增大  $\lambda$  值下降缓慢，直至  $Re$  增大到某一值(对应图中虚线上的值)时  $\lambda$  值恒定，这一变化过程，是由于随着  $Re$  的增大层流内层逐渐减薄、管壁粗糙度的影响逐渐加大的缘故；当  $Re$  一定时， $\lambda$  随  $\varepsilon/d$  的增加而增大。该区域最下面的那条曲线即为流体“水力光滑”流动时的光滑管曲线。

(4) 图中虚线以上的区域，为完全湍流区。该区域内， $\lambda$  仅与  $\varepsilon/d$  有关，而与  $Re$  无关。在该区域内，湍流得到充分发展，使层流内层的厚度远小于管壁绝对粗糙度，管壁上的凸出部分与流体质点之间以及流体质点之间的碰撞加剧，此时管壁粗糙度已成为产生流动阻力损失的决定性因素，黏性的影响可以忽略不计。因此，摩擦系数  $\lambda$  与  $Re$  无关，只取决于相对粗糙度  $\varepsilon/d$ 。对一定的流体流动管路， $\varepsilon/d$  一定，摩擦系数  $\lambda$  也就为定值。由式(1-64)可知， $h_f \propto u^2$ ，即流体流动的阻力损失与流体流速的平方成正比，故称该区域为阻力平方区。由图 1-44 可见，对于相对粗糙度  $\varepsilon/d$  愈大的管道，达到阻力平方区的  $Re$  值愈小。

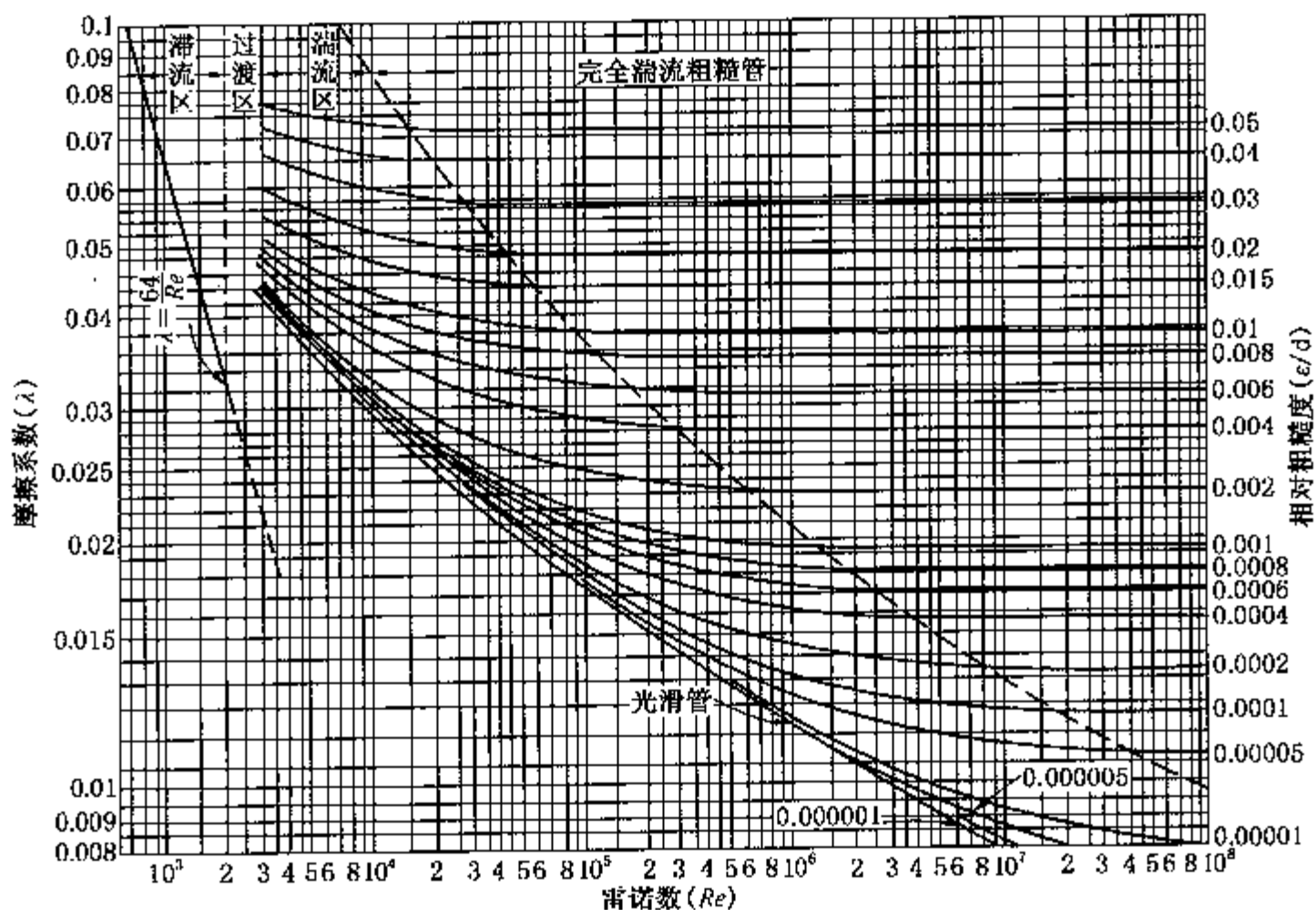


图 1-44 摩擦系数  $\lambda$  与  $Re$  和  $\varepsilon/d$  的关系图

#### 4. 计算摩擦系数的经验公式

从上面的分析可知，对于不同的流动区域，阻力损失的规律是不相同的，因此各区域中计算  $\lambda$  的公式也是不相同的。除层流时  $\lambda = 64/Re$  外，按  $\lambda = \varphi(Re, \varepsilon/d)$  的函数关系将湍流时的实验数据进行关联，可得到计算摩擦系数  $\lambda$  的各种形式的经验公式。下面介绍比较常

见的几种, 这些经验公式的形式虽有差别, 但在各自的适用范围内, 计算结果都与实际很接近。

#### A. 光滑管

##### (1) 柏拉修斯(Blasius)公式

$$\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}} \quad (1-90)$$

此式适用范围为  $Re = 3 \times 10^3 \sim 1 \times 10^5$ 。

##### (2) 顾毓珍等公式

$$\lambda = 0.0056 + \frac{0.500}{Re^{0.32}} \quad (1-91)$$

此式适用范围为  $Re = 3 \times 10^3 \sim 3 \times 10^6$ 。

##### (3) 尼库拉则(Nikuradse)与卡门(Karman)公式

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2\lg(Re \sqrt{\lambda}) - 0.8 \quad (1-92)$$

此式适用于湍流范围的  $Re$  值。

#### B. 粗糙管

##### (1) 顾毓珍等公式

$$\lambda = 0.01227 + \frac{0.7543}{Re^{0.38}} \quad (1-93)$$

此式适用于内径为 50 ~ 200mm 的新的钢管和铁管, 适用范围为  $Re = 3 \times 10^3 \sim 3 \times 10^6$ 。

##### (2) 柯尔布鲁克(Colebrook)公式

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.14 - 2\lg\left(\frac{\varepsilon}{d} + \frac{9.35}{Re \sqrt{\lambda}}\right) \quad (1-94)$$

此式适用于整个湍流区域, 即  $Re = 4 \times 10^3 \sim 10^8$ ,  $\varepsilon/d = 10^{-6} \sim 5 \times 10^{-2}$ 。由于该式两边都含有待求的摩擦系数, 因此要用迭代法计算  $\lambda$  值。

当  $Re$  很大、流动进入阻力平方区时, 式(1-94)右边括号内的第二项可以忽略, 即简化为

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 1.14 - 2\lg\left(\frac{\varepsilon}{d}\right) \quad (1-95)$$

式(1-95)即为阻力平方区的尼库拉则(Nikuradse)公式, 摩擦系数  $\lambda$  仅与  $\varepsilon/d$  有关, 而与  $Re$  无关。

当  $Re$  或  $\varepsilon/d$  很小时, 如  $Re(\varepsilon/d)^{1.143} < 26.98$ , 式(1-94)右边括号内的第一项可以忽略, 即可简化为式(1-92)。此时流动即为“水力光滑”流动, 其摩擦系数仅与雷诺数有关, 如同图 1-44 中湍流区的最下面的光滑管曲线所示。

综上所述, 计算流体在圆形直管中流动的摩擦阻力时, 首先根据  $Re$  大小判断流体的流动状态, 选用不同的方法计算摩擦系数  $\lambda$ , 再依据式(1-64)或式(1-65)进行计算。层流流动状态时还可直接由哈根-泊谟叶公式计算。

【例 1-14】用  $\phi 168\text{mm} \times 9\text{mm}$  的钢管输送  $50^\circ\text{C}$  原油, 输送流量为  $5.2 \times 10^4 \text{kg/h}$ 。原油密度为  $890 \text{kg/m}^3$ , 黏度为  $0.178 \text{Pa} \cdot \text{s}$ 。试求输油管道为 5km 时的直管阻力损失或压力降。



解：依题可知

$$\rho = 890 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0.178 \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$d = 168 - 9 \times 2 = 150 \text{ mm} = 0.15 \text{ m}$$

$$l = 5 \times 1000 = 5000 \text{ m}$$

原油在管内的流速为

$$u = \frac{W}{0.785 d^2 \rho} = \frac{5.2 \times 10^4 / 3600}{0.785 \times (0.15)^2 \times 890} = 0.92 \text{ m/s}$$

所以

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.15 \times 0.92 \times 890}{0.178} \approx 690$$

由于  $Re < 2000$ ，故原油在管内的流型为层流，则

$$\lambda = \frac{64}{Re} = \frac{64}{690} = 0.093$$

由式(1-64)可得

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} = 0.093 \times \frac{5000}{0.15} \times \frac{(0.92)^2}{2} = 1.31 \times 10^3 \text{ J/kg}$$

或

$$\Delta p_f = \rho h_f = 890 \times 1.31 \times 10^3 = 1.17 \times 10^6 \text{ Pa}$$

因为是层流，也可直接用哈根-泊谟叶公式[式(1-73)]求解，即

$$h_f = \frac{32\mu l u}{d^2 \rho} = \frac{32 \times 0.178 \times 5000 \times 0.92}{(0.15)^2 \times 890} = 1.31 \times 10^3 \text{ J/kg}$$

【例1-15】20℃的水，以2.2m/s的流速在管径为 $\phi 60 \text{ mm} \times 3.5 \text{ mm}$ 的钢管中流动，试求水通过120m长的直管阻力损失。

解：从本书附录中查得20℃的水 $\rho = 998.2 \text{ kg/m}^3$ ， $\mu = 1.005 \text{ cP} = 1.005 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ；管内径 $d = 60 - 3.5 \times 2 = 53 \text{ mm} = 5.3 \times 10^{-2} \text{ m}$ ，管长 $l = 120 \text{ m}$ ；流速 $u = 2.2 \text{ m/s}$ 。所以

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{5.3 \times 10^{-2} \times 2.2 \times 998.2}{1.005 \times 10^{-3}} = 1.16 \times 10^5$$

流型为湍流，由表1-5查取钢管的绝对粗糙度 $\varepsilon = 0.25 \text{ mm}$ ，则

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.25}{53} = 0.0047$$

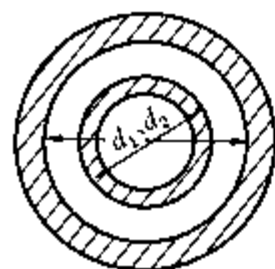
则从图1-44中查得摩擦系数 $\lambda = 0.031$ 。

将以上有关数值代入式(1-64)，则得阻力损失为

$$h_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{u^2}{2} = 0.031 \times \frac{120}{0.053} \times \frac{(2.2)^2}{2} = 170 \text{ J/kg}$$

#### (四) 非圆形直管内的阻力损失

在炼油和石油化工工程中，除了大多为圆形管道外，还会遇到非圆形的管道，如截面为矩形和环形(如图1-45所示)的管道等。



对于流体在非圆形管道内湍流流动时，仍可用圆形管道的阻力损失的计算公式和图表，但雷诺数和阻力损失计算公式中的圆形管直径 $d$ 要代之以非圆形管的当量直径 $d_e$ ，用以表示非圆形管相当于直径为 $d_e$ 的圆形管。对内径为 $d$ 的圆形管道，当流体充满全管流动时，其直径 $d$ 与流体流动截面积 $\pi d^2/4$ 和被流体润湿的周边长度 $\pi d$ 之间的关系为

图1-45 环形截面

$$d = \frac{4(\text{流动截面积})}{\text{润湿的周边长度}}$$

类比圆形管道，对非圆形管道，4 倍的流动截面积除以润湿周边长度等于非圆形管道的当量直径  $d_e$ ，即

$$d_e = \frac{4A}{\Pi} \tag{1-96}$$

式中  $d_e$ ——非圆形管的当量直径，m；  
 $A$ ——流体流过非圆形管的截面积， $m^2$ ；  
 $\Pi$ ——流体润湿的周边长度，m。

根据水力半径  $r_H$  的定义，即水力半径为流动截面积与润湿周边长度之比，因此当量直径等于水力半径的 4 倍，即  $d_e = 4r_H$ 。

当量直径的定义是经验性的，并无充分的理论根据。有些研究结果表明，在计算湍流的阻力损失时用当量直径才比较可靠，而且流动截面的形状愈接近圆形其计算误差愈小，愈偏离圆，特别是用于环形截面时，计算误差较大。

对于层流流动，在计算阻力损失时用当量直径会造成很大误差，若要采用当量直径时，为了减少计算误差，应将计算摩擦系数的关系式  $\lambda = 64/Re$  修正为

$$\lambda = \frac{C}{Re} \tag{1-97}$$

式中  $C$  为非圆形管的截面形状有关的常数(无因次)，某些非圆形管的常数  $C$  值列于表 1-6。

表 1-6 某些非圆形管的常数  $C$  值

非圆形管的截面形状	正 方 形	等边三角形	环 形	长 方 形 长:宽=2:1	长 方 形 长:宽=4:1
常数 $C$	57	53	96	62	73

应当注意，计算非圆形直管内的阻力损失时，只能用当量直径  $d_e$  代替雷诺数和计算阻力损失公式中的直径  $d$ ，而不能用  $d_e$  计算其中的流速  $u$ ，流速应通过实际流动截面积计算。

【例 1-16】 试推导长、宽边长分别为  $a$  和  $b$  的矩形截面的管道和如图 1-45 所示的外管内径和内管外径分别为  $d_1$ ，和  $d_2$  的环形截面的管道的当量直径。

解：对矩形截面，截面积  $A = ab$ ，润湿周边长度  $\Pi = 2(a + b)$ ，则根据式(1-96)，其当量直径为

$$d_e = \frac{4ab}{2(a + b)} = \frac{2ab}{a + b}$$

对环形截面，截面积  $A = \pi d_1^2/4 - \pi d_2^2/4$ ，润湿周边长度  $\Pi = \pi d_1 + \pi d_2$ ，则根据式(1-96)，其当量直径为

$$d_e = \frac{4\left(\frac{\pi}{4}d_1^2 - \frac{\pi}{4}d_2^2\right)}{\pi d_1 + \pi d_2} = \frac{\pi(d_1^2 - d_2^2)}{\pi(d_1 + d_2)} = d_1 - d_2$$

### 五、局部阻力损失的计算

流体流经阀门、弯头、三通、突然扩大、突然缩小等管道的局部位置时，由于流体的流速和流动方向突然变化，使流体质点间碰撞加剧，直至产生漩涡，形成剧烈的湍动而消耗的

机械能称为局部阻力损失。

局部阻力损失及其计算是一个复杂的问题，而且管件、阀件等种类繁多、形状各异、规格不一，难以精确计算，通常有以下两种近似计算局部阻力损失的方法。

(一) 局部阻力系数法

由于流体通道急剧变化的局部位置所产生的漩涡和形成的剧烈湍动是造成局部阻力损失的决定性因素，黏性影响可以忽略不计，因此可类比阻力平方区的规律，将局部阻力损失表示为动能  $u^2/2$  的倍数，即

$$h'_f = \zeta \frac{u^2}{2}$$

(1 - 98)

或

$$\Delta p'_f = \zeta \frac{\rho u^2}{2}$$

(1 - 99)

式中  $\zeta$  称为局部阻力系数，其值取决于管道上管件、阀件、突然扩大或缩小等局部位置的结构、形状特点，由实验测定。下面介绍一些常用的局部阻力系数值。

1. 突然扩大与突然缩小 管路由于直径改变使流动截面突然扩大或突然缩小，其局部阻力系数可根据小管与大管的截面积之比由图 1-46 曲线上查得。

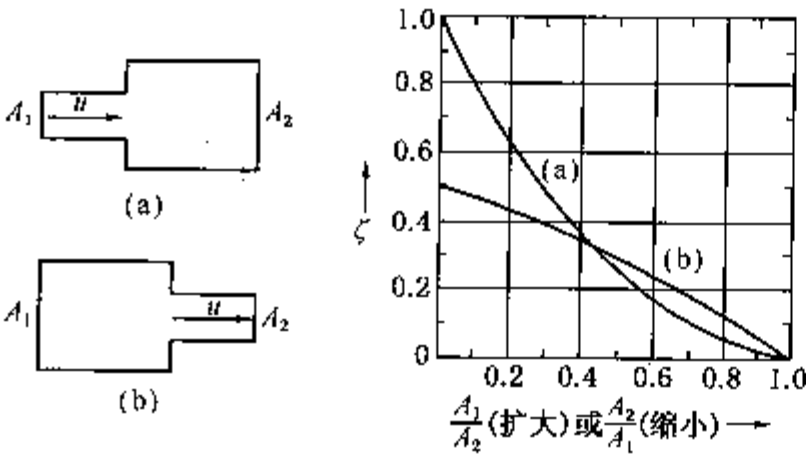


图 1-46 突然扩大和突然缩小的局部阻力系数  
(a)突然扩大；(b)突然缩小

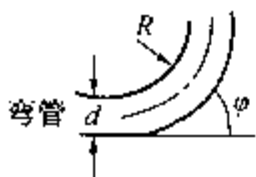
2. 进口与出口 进口指流体自容器进入管内，可视为流体从很大的截面  $A_1$  流入很小的截面  $A_2$ ，此时  $A_2/A_1 \approx 0$ ，则由图 1-46 中的曲线(b)查得局部阻力系数  $\zeta = 0.5$ ，这种局部阻力损失常称为进口阻力损失，相应的局部阻力系数称为进口阻力系数。若管口圆滑或呈喇叭状，则局部阻力系数相应减小，约为 0.25 ~ 0.05。


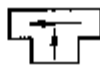


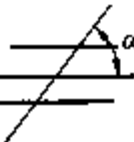
出口指流体自管道进入容器或排放到管外空间，可视为流体从很小的截面  $A_1$  流入很大的截面  $A_2$ ，此时  $A_1/A_2 \approx 0$ ，则由

图 1-46 中的曲线(a)查得局部阻力系数  $\zeta = 1$ ，这种局部阻力损失常称为出口阻力损失，相应的局部阻力系数称为出口阻力系数。

3. 管件与阀门 管路上的弯头、三通等管件与各种阀门的局部阻力系数可从有关资料或手册中查到。表 1-7 列举了一些管件和阀门等的局部阻力系数，以供计算时查用。

表 1-7 管件和阀件的局部阻力系数

管件和阀件名称		$\zeta$ 值							
标准弯头		$45^\circ, \zeta=0.35$				$90^\circ, \zeta=0.75$			
90° 方形弯头		1.3							
180° 回弯头		1.5							
活管接		0.4							
	弯管	$\varphi$ $R/d$	$30^\circ$	$45^\circ$	$60^\circ$	$75^\circ$	$90^\circ$	$105^\circ$	$120^\circ$
		1.5	0.08	0.01	0.14	0.16	0.175	0.19	0.20
		2.0	0.07	0.10	0.12	0.14	0.15	0.16	0.17

管件和阀件名称	$\zeta$ 值									
标准三通管	<div> <math>\zeta=0.4</math>    <math>\zeta=1.5</math>当弯头用    <math>\zeta=1.3</math>当弯头用    <math>\zeta=1</math></div>									
闸 阀	全 开		3/4 开		1/2 开		1/4 开			
	0.17		0.9		4.5		24			
标准截止阀(球心阀)	全开 $\zeta=6.4$					1/2 开 $\zeta=9.5$				
 蝶阀	$\alpha$	5°	10°	20°	30°	40°	45°	50°	60°	70°
	$\zeta$	0.24	0.52	1.54	3.91	10.8	18.7	30.6	118	751
旋 塞	$\alpha$	5°		10°		20°		40°		60°
	$\zeta$	0.05		0.29		1.56		17.3		206
角阀 90°	5									
单向阀(止逆阀)	摇板式 $\zeta=2$					球形式 $\zeta=70$				
底 阀	1.5									
滤水器(或滤水网)	2									
水表(盘形)	7									

(二) 当量长度法

在管路计算中，用当量长度法计算局部阻力损失更为方便。将流体流过某一管件或阀件所造成的局部阻力损失，折合成流体流过与之直径相同的长度  $l_e$  的直管时所造成的阻力损失，则把  $l_e$  称为这一管件或阀件的当量长度。此时，局部阻力损失可用下式计算，即

$$h'_f = \lambda \frac{l_e}{d} \frac{u^2}{2}$$

(1 - 100)

或

$$\Delta p'_f = \lambda \frac{l_e}{d} \frac{\rho u^2}{2}$$

(1 - 101)

管件与阀件的当量长度  $l_e$  的值由实验测定。在湍流情况下，某些管件和阀件的当量长度列于图 1-47。

对一些部件，通常给出其当量长度与管径的比值，即  $l_e/d$ ，如单向阀(全开)、带有滤水器的底阀(全开)和吸入阀(或盘形阀)的  $l_e/d$  值分别为 135、420 和 70；孔板流量计、文丘里流量计和转子流量计的  $l_e/d$  值分别为 400、12 和 200~300。

必须注意，用式(1-98)至式(1-101)计算突然扩大和突然缩小的局部阻力损失时，式中的流速  $u$  为小管内的流速。

由于管件和阀件的构造细节和加工精度往往差别较大，其当量长度与局部阻力系数就会有较大的差别。因此，两种计算局部阻力损失的方法也都只是近似的估算。同时，对同一种局部阻力损失，用两种方法计算的结果一般也不会一致。

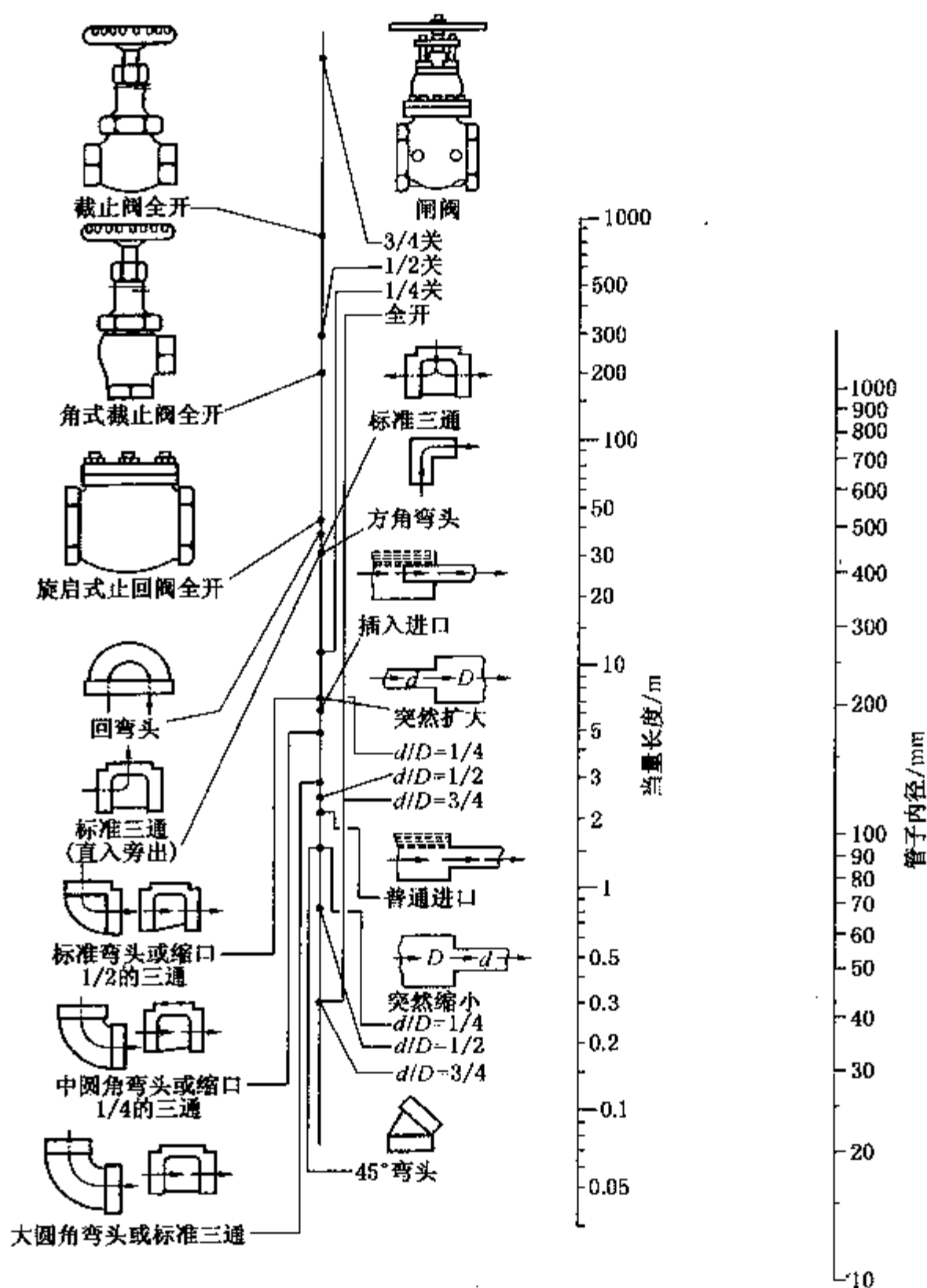


图 1-47 管件和阀件的当量长度共线图

【例 1-17】 如图 1-48 所示，用泵将常温水从贮罐输送到高位槽。水的输送量为  $20\text{m}^3/\text{h}$ ，水的密度和黏度分别为  $1000\text{kg}/\text{m}^3$  和  $1 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。泵的吸水管 A 为  $\phi 89\text{mm} \times 4\text{mm}$  的无缝钢管，直管长度为  $10\text{m}$ ，其上有一个底阀和一个标准弯头；泵的排出管 B 为  $\phi 57\text{mm} \times 3\text{mm}$  的无缝钢管，直管长度为  $40\text{m}$ ，其上有一个  $3/4$  开的闸阀和两个标准弯头。贮罐和高位槽上方均通大气，液面均维持恒定，贮罐内液面距高位槽内液面间的高度为  $10\text{m}$ 。试求泵的有效功率  $N_e$ 。

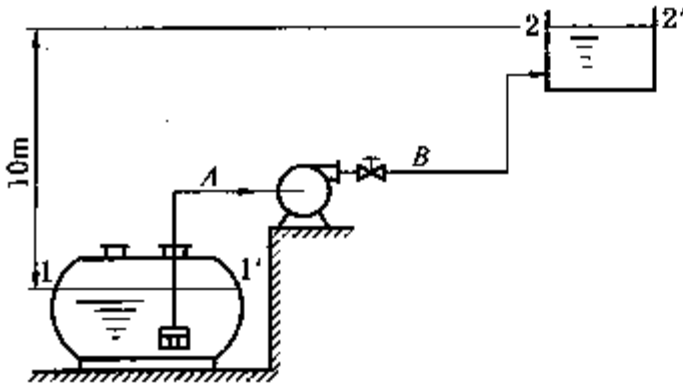


图 1-48 例 1-17 附图

解：取贮罐内液面为基准水平面，列截面 1-1' 与截面 2-2' 间的柏努利方程式，即

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} + w_e = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + \Sigma h_f$$

式中  $z_1 = 0$ ,  $z_2 = 10\text{m}$ ,  $p_1 = p_2$ ,  $u_1 \approx 0$ ,  $u_2 \approx 0$ , 则上式可简化为:

$$w_e = gz_2 + \Sigma h_f = 9.807 \times 10 + \Sigma h_f = 98.07 + \Sigma h_f$$

因为 A、B 管的直径不同, 所以须分别计算阻力损失。

(1) 吸入管 A 的阻力损失  $\Sigma h_{f,A}$

$$d_A = 89 - 4 \times 2 = 81\text{mm} = 0.081\text{m}$$

$$u_A = \frac{V}{0.785d_A^2} = \frac{20/3600}{0.758 \times (0.081)^2} = 1.08\text{m/s}$$

$$Re_A = \frac{d_A u_A \rho}{\mu} = \frac{0.081 \times 1.08 \times 1000}{1 \times 10^{-3}} = 8.75 \times 10^4 (\text{湍流})$$

管壁绝对粗糙度取  $0.3\text{mm}$ , 则

$$\frac{\varepsilon}{d_A} = \frac{0.3}{81} = 0.0037$$

由图 1-44 查得  $\lambda_A = 0.029$

由表 1-7 查得底阀的局部阻力系数为 1.5, 进口的局部阻力系数为 0.5; 由图 1-47 查得标准弯头的当量长度为  $2.7\text{m}$ 。由式(1-62), 吸入管 A 的阻力损失为

$$\begin{aligned} \Sigma h_{f,A} &= h_{f,A} + h'_{f,A} = \left( \lambda_A \frac{l + \Sigma l_e}{d_A} + \Sigma \zeta \right) \frac{u_A^2}{2} \\ &= \left( 0.029 \times \frac{10 + 2.7}{0.081} + 1.5 + 0.5 \right) \frac{(1.08)^2}{2} \\ &= 3.82\text{J/kg} \end{aligned}$$

(2) 排出管 B 的阻力损失  $\Sigma h_{f,B}$

$$d_B = 57 - 3 \times 2 = 51\text{mm} = 0.051\text{m}$$

$$u_B = u_A \left( \frac{d_A}{d_B} \right)^2 = 1.08 \times \left( \frac{81}{51} \right)^2 = 2.72\text{m/s}$$

$$Re_B = \frac{d_B u_B \rho}{\mu} = \frac{0.051 \times 2.78 \times 1000}{1 \times 10^{-3}} = 1.39 \times 10^5 (\text{湍流})$$

$$\frac{\varepsilon}{d_B} = \frac{0.3}{51} = 0.0059$$

由图 1-44 查得  $\lambda_B = 0.032$

由图 1-47 查得  $3/4$  开闸阀的当量长度为  $2.2\text{m}$ , 标准弯头的当量长度为  $1.8\text{m}$ ; 且出口局部阻力系数为 1。则排出管路 B 的阻力损失为

$$\begin{aligned} \Sigma h_{f,B} &= h_{f,B} + h'_{f,B} = \left( \lambda_B \frac{l + \Sigma l_e}{d_B} + \Sigma \zeta \right) \frac{u_B^2}{2} \\ &= \left( 0.032 \times \frac{40 + 2.2 + 1.8 \times 2}{0.051} + 1 \right) \frac{2.72^2}{2} \\ &= 110.0\text{J/kg} \end{aligned}$$

(3) 整个管路的总阻力损失  $\Sigma h_f$



$$\Sigma h_f = \Sigma h_{f,A} + \Sigma h_{f,R} = 3.82 + 110.0 = 113.82 \text{ J/kg}$$

则  $w_e = 98.07 + 113.82 = 211.89 \text{ J/kg}$

泵的有效功率为

$$N_e = w_e \cdot W = w_e \cdot V \cdot \rho$$

$$= \frac{211.89 \times 20 \times 1000}{3600} = 1177.2 \text{ W} \approx 1.18 \text{ kW}$$

## 六、非牛顿型流体的特性

在第一节中已讨论过，凡符合牛顿黏性定律的流体称为牛顿型流体，即剪应力与速度梯度之间呈线性关系，标绘在直角坐标上为一条通过原点的直线，其斜率即为牛顿型流体的黏度，如图 1-49 中线 a 所示；凡不符合牛顿黏性定律的流体统称为非牛顿型流体，其特征为

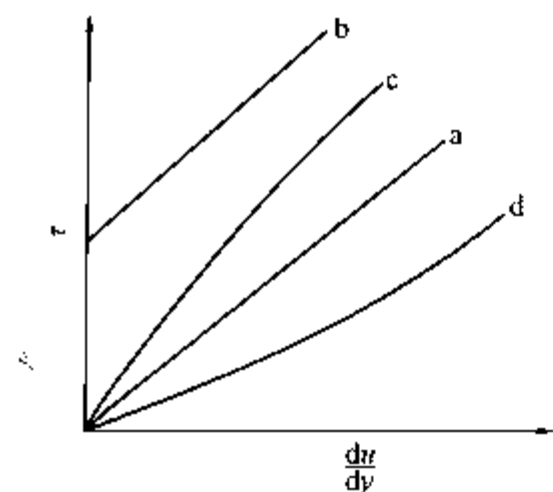


图 1-49 牛顿型和非牛顿型流体的特征示意图

a—牛顿流体；b—塑性流体；  
c—假塑性流体；d—胀塑性流体

作用在它上面的切应力与所引起的速度梯度之间的关系标绘在直角坐标上不是通过原点的直线。根据切应力与速度梯度的具体关系，非牛顿型流体可分为两大类：一类是切应力和速度梯度间的关系与切应力持续的时间无关的非牛顿型流体；另一类是切应力和速度梯度间的关系与切应力持续的时间有关的非牛顿型流体，此类非牛顿型流体称为触变型流体。除以上两类外，还有像橡胶那样具有弹性的流体，这种流体除了一般的切应力外，还有与流动方向垂直的法向应力，它具有恢复在流动过程中产生的变形的弹性，即同时具有黏性和弹性，因此称这种非牛顿型流体为黏弹性流体，如凝固汽油、聚合物的熔体、沥青等流体。

目前工程实际中绝大多数的非牛顿型流体是第一类非牛顿型流体，此处重点介绍几种常见的这类非牛顿型流体。

1. 塑性流体 塑性流体是非牛顿型流体中最简单的一种，它与牛顿型流体唯一的差别是作用在其上面的切应力与所产生的速度梯度之间的关系为一条不通过原点的直线，如图 1-49 中线 b 所示。其特征为可承受一定数值的切应力  $\tau_0$  (称为屈服切应力) 而不产生变形，当施加的切应力大于屈服切应力  $\tau_0$  后才开始流动，且切应力与速度梯度之间的关系呈线性关系。因此，塑性流体的切应力与速度梯度间的关系可表示为

$$\tau = \tau_0 + \mu \frac{du}{dy} \quad (1-102)$$

如油墨、泥浆、纸浆、牙膏、污泥等属于塑性流体。

2. 假塑性流体 大多数非牛顿型流体属于这一种，如聚合物溶液或熔融体、润滑脂、淀粉悬浮液、涂料等。假塑性流体的特征是作用在其上的切应力与所产生的速度梯度间的关系可用一般的指数方程式表示，即

$$\tau = K \left( \frac{du}{dy} \right)^n \quad (1-103)$$

式(1-103)称为指数定律，式中  $K$  为稠度系数，单位为  $\text{N} \cdot \text{s}^n / \text{m}^2$ ； $n$  为流动特性指数，无量纲。  $K$  与  $n$  值取决于非牛顿型流体的性质、温度和流动情况。牛顿型流体的黏度为切应力

$\tau$  与速度梯度  $du/dy$  之比, 对非牛顿型流体这一比值为

$$\mu_a = \frac{\tau}{\frac{du}{dy}} = K \left( \frac{du}{dy} \right)^n \bigg/ \frac{du}{dy} = K \left( \frac{du}{dy} \right)^{n-1} \quad (1-104)$$

式中  $\mu_a$  为非牛顿型流体的表观黏度, 其值不仅与流体的性质、温度有关, 而且还与速度梯度有关。对假塑性流体, 流动特性指数  $n < 1$ , 表明其表观黏度随速度梯度的增大而减小, 故如图 1-49 中曲线 c 所示, 切应力与速度梯度间的关系为一下弯的曲线。

3. 胀塑性流体 胀塑性流体也服从指数定律, 即作用在其上的切应力与所产生的速度梯度之间的关系同样可用式(1-103)表示, 其表观黏度也可用式(1-104)表示, 不过其流动特性指数  $n > 1$ 。显然, 胀塑性流体的表观黏度随速度梯度的增加而增大, 故如图 1-49 中曲线 d 所示, 切应力与速度梯度之间的关系为一上弯曲线。常见的胀塑性流体有塑料溶液、微粒含量很高的悬浮液、淀粉水浆液、硅酸钾水浆液等。

### 第五节 管 路 计 算

前述的连续性方程式、柏努利方程式和阻力损失公式是管路计算的基本工具, 管路计算是这三个公式的综合应用。工程实际中的流体输送管路, 根据其有无分支, 可分为简单管路和复杂管路。

#### 一、简单管路的计算

无分支的管路为简单管路。简单管路可以是直径相同的管路, 也可以是由直径不同的管子串联而成的管路, 简单管路又称串联管路。前面讨论柏努利方程式和阻力损失公式应用时, 已涉及简单管路的有关计算问题。本节将简单管路计算中所遇到的问题, 分为设计计算和校核计算, 简述如下。

##### (一) 设计计算

设计计算就是给定流体输送任务, 要求设计经济上合理、技术上可靠的管路。此类问题常有如下典型的计算内容。

1. 给定流体输送任务  $V$ , 确定最经济的管径  $d$  及泵的有效功率  $N_e$ 。

如图 1-50 所示, 要求将贮罐中的液体用泵输送到高位槽(或其他设备)中。已知液体流量( $V$  或  $W$ )、液体物性( $\rho, \mu$ )、总管长  $\Sigma l$  (包括当量长度)、管壁粗糙度( $\varepsilon$ )、高度( $h$ )以及贮罐和高位槽内液面上方的压力。确定最经济管径  $d$  和计算泵的有效功率  $N_e$  的思路和方法如下:

各参数之间有如下的关系, 即

$$\left. \begin{aligned} V &= \frac{\pi}{4} d^2 u \text{ 或 } d = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} & (a) \\ E_1 + w_e &= E_2 + \Sigma h_f & (b) \\ \Sigma h_f &= \lambda \frac{\Sigma l}{d} \frac{u^2}{2} & (c) \\ \lambda &= f\left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{\varepsilon}{d}\right) & (d) \\ N_e &= w_e V \rho & (e) \end{aligned} \right\} \quad (1-105)$$

方程组(1-105)中包含13个变量,其中7个已知,即 $V$ 、 $E_1$ 、 $E_2$ 、 $\Sigma l$ 、 $\epsilon$ 、 $\rho$ 和 $\mu$ 。显然,要解决这一设计计算的命题,还必须从其余6个参数中选定1个参数的数值。

根据方程组(1-105)综合分析,管径增大时,流速减小,则阻力损失减小,那么泵的有效功 $w_e$ 和有效功率 $N_e$ 也减小,即动力消耗减小。显而易见,管径增大时,设备费用增加,而操作(动力)费用减小;反之,管径减小时,设备费用减小,而操作费用增加。因此,管径的大小需要通过经济核算确定,使之设备费用和操作费用之和(即总费用)为最小,此时的管径为最经济或最优管径 $d_{opt}$ ,如图1-51所示。

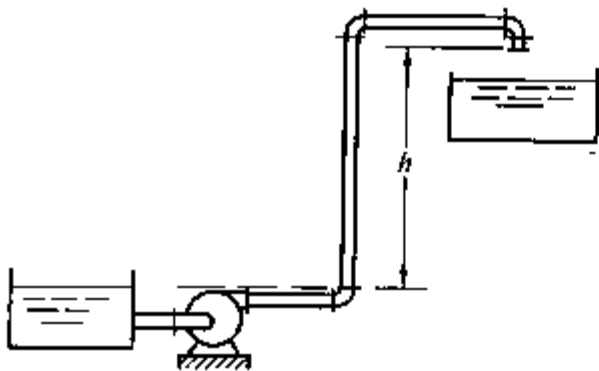


图 1-50 液体输送管路

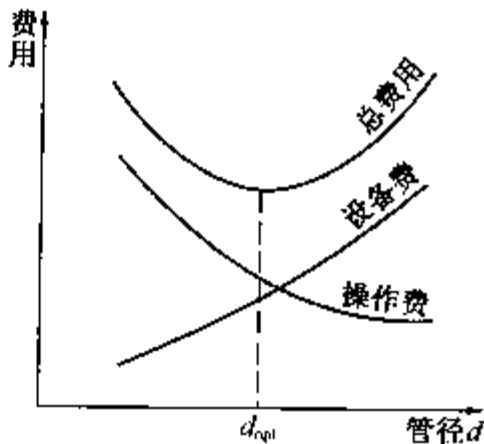


图 1-51 管径的优化

由以上分析可知,最经济管径与适宜流速是相对应的,表1-3列举了某些流体适宜流速的常用范围,供设计计算时选用。由此可见,解决这类设计计算问题,通常包含着优化问题。

为了设计经济上合理、技术上可靠的管路,在选择流速时,还应考虑流体的性质和管路情况。对黏度大的液体(如油类、浓酸、浓碱液等)或密度较大的液体的流速应选小些;对含有固体悬浮物的流体,为了防止在输送过程中固体颗粒沉积堵塞管道,流速不能选得太低。对于长距离、大流量的输送管路,由于固定投资大,操作费用高,应通过多种方案的比较来确定经济、技术上合理的管径或流速;至于工厂内部的管路,一般根据常用的适宜流速范围选用即可。

当选择了适宜流速后,则可通过解析法联解方程组(1-105),以求得管径 $d$ 和泵的有效功率 $N_e$ 。

2. 为完成规定的供液任务,确定高位槽高度或供液管路的起始点压力。

如图1-52所示,为一由高位槽向某设备连续供液系统。已知供液流量 $V$ (或 $W$ )、液体的物理性质( $\rho$ 、 $\mu$ ),经过具体排管初定总管长为 $\Sigma l$ (包括当量长度)。

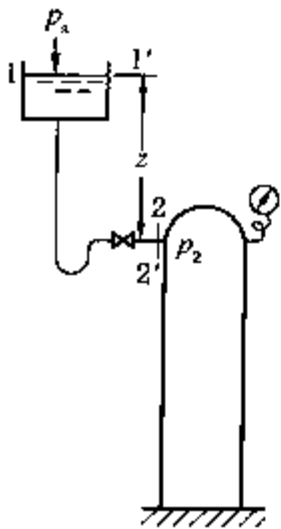


图 1-52 高位槽供液管路

此类设计计算问题,在思路同上所述用泵输送液体管路一样,为完成规定的供液任务,高位槽的高度(或起始点压力)受供液管路的阻力损失的影响,即与管径或流速有关。因此,同样先根据常用的流速范围选择适宜流速,计算管径、雷诺数和摩擦系数,然后应用柏努利方程式和阻力损失公式确定高位槽高度或供液管路的起始点压力。

(二) 校核计算

校核计算也称操作计算,其典型的计算命题是管路条件一定,要求核算供液能力(即液体流量)。如图1-52所示的管路,给定管路条件( $d$ 、 $\Sigma l$ 、 $\epsilon$ 及 $z$ )、操作条件( $p_1$ 、 $p_2$ )及液体物理性质( $\rho$ 、 $\mu$ ),求解管路所能达到的供液流量( $V$ )。联系该管路中各参数的关系式有

$$\left. \begin{aligned} V &= \frac{\pi}{4} d^2 u & (a) \\ E_1 &= E_2 + \lambda \frac{\sum l}{d} \frac{u^2}{2} & (b) \\ \lambda &= f\left(\frac{du\rho}{\mu}, \frac{\varepsilon}{d}\right) & (c) \end{aligned} \right\} \quad (1-106)$$

由这类问题的命题可知, 在方程组(1-106)中除了  $\lambda$ 、 $u$  和  $V$  3 个参数为未知数外, 其余参数均已给定。因此, 方程组(1-106)有唯一解。但由于方程组(1-106)的(a)、(b)、(c)中均含两个未知数, 且对湍流流动, 式(c)是一个复杂的非线性函数, 因此联解方程组(1-106)的过程需要试差(或迭代)求解。在实际工程中, 由于  $\lambda$  值的变化范围不大, 试差求解时, 一般将  $\lambda$  作为试差变量。通常由  $\varepsilon/d$  值取流动已进入阻力平方区的  $\lambda$  值作为试差变量的初值。

【例1-18】如图1-52所示, 为一由高位槽(其内液面恒定)向某设备供液。已知设备进料管口处的压力  $p_2 = 1.96 \times 10^4 \text{ Pa}$  (表压), 管子规格为  $\phi 60 \text{ mm} \times 3 \text{ mm}$ , 直管长度为  $35 \text{ m}$ , 管路上有3个标准弯头、1个  $1/4$  关阀, 管子绝对粗糙度  $\varepsilon = 0.2 \text{ mm}$ , 高位槽内液面距进料管口中心的高度  $z = 4.2 \text{ m}$ , 液体的密度和黏度分别为  $1100 \text{ kg/m}^3$  和  $1.7 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ 。试问该管路能达到多大的供液流量?

解: 已知  $d = 60 - 3 \times 2 = 54 \text{ mm} = 0.054 \text{ m}$ ,  $l = 35 \text{ m}$ ,  $\varepsilon = 0.2 \text{ mm}$ , 由图1-47查得3个标准弯头的当量长度为  $1.8 \times 3 = 5.4 \text{ m}$  和1个  $1/4$  关阀的当量长度为  $2.3 \text{ m}$ , 高位槽底部进口的局部阻力系数  $\zeta = 0.5$ ,  $\rho = 1100 \text{ kg/m}^3$ ,  $\mu = 1.7 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ ;  $z_1 - z_2 = 4.2 \text{ m}$ ;  $u_1 \approx 0$ ,  $u_2 = u$ ;  $p_1 = 0$ ,  $p_2 = 1.96 \times 10^4 \text{ Pa}$ 。

列截面1-1'与截面2-2'间的柏努利方程式, 即

$$gz = \frac{p_2}{\rho} + \frac{u^2}{2} + \sum h_f$$

式中  $h_f$  为

$$h_f = \left( \lambda \frac{\sum l}{d} + \zeta \right) \frac{u^2}{2}$$

联解以上两式, 求得流速  $u$  为

$$u = \sqrt{\frac{2(gz - p_2/\rho)}{\lambda \sum l/d + \zeta + 1}}$$

初设  $\lambda = 0.03$ , 则

$$u = \sqrt{\frac{2 \times (9.807 \times 4.2 - 1.96 \times 10^4 / 1100)}{0.03 \times (35 + 5.4 + 2.3) / 0.054 + 0.5 + 1}} = 1.36 \text{ m/s}$$

则

$$Re = \frac{du\rho}{\mu} = \frac{0.054 \times 1.36 \times 1100}{1.7 \times 10^{-3}} = 4.8 \times 10^4$$

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.2}{54} = 0.0037$$

根据  $Re$  和  $\varepsilon/d$ , 由图1-44查得  $\lambda' = 0.03$ , 与初设值相同, 故流速  $u = 1.36 \text{ m/s}$  即为所求。于是供液流量为

$$V = \frac{\pi}{4} d^2 u = 0.785 \times (0.054)^2 \times 1.36 = 3.11 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 11.2 \text{ m}^3/\text{h}$$

或  $W = V\rho = 11.2 \times 1100 = 1.23 \times 10^4 \text{ kg/h}$

## 二、复杂管路的计算

有分支的管路称为复杂管路，按其联接特点又把复杂管路分为并联管路、分支管路和汇合管路，如图 1-53 中(a)、(b)和(c)所示。复杂管路的计算仍是综合应用连续性方程式、柏努利方程式和阻力损失公式，以下分别讨论各自的特点和计算要点。

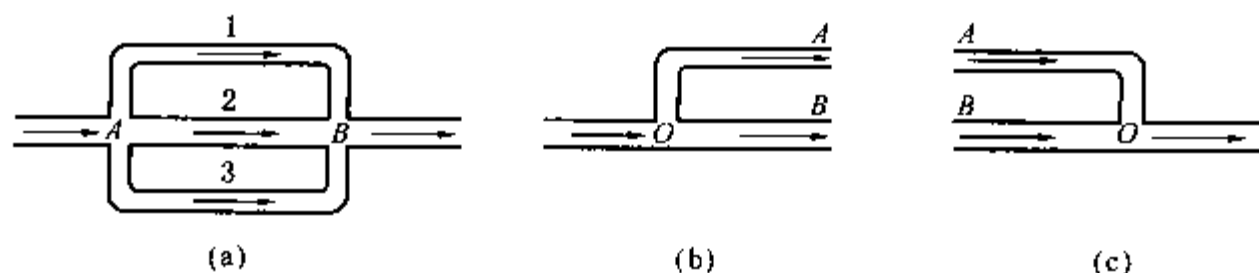


图 1-53 并联管路(a)、分支管路(b)和汇合管路(c)

### (一) 并联管路

1. 主管路中流体的质量流量等于并联各支路中流体质量流量之和，对如图 1-53 中(a)所示的并联管路，则有

$$W = W_1 + W_2 + W_3 \quad (1-107)$$

对不可压缩性流体，则有

$$V = V_1 + V_2 + V_3 \quad (1-108)$$

2. 由于并联各支路的起、止点均为分流点 A 和合流点 B，因此各支路的起、止截面的总比能差相等，则由柏努利方程式可知，各并联支路中单位质量流体的能量损失(即比能损失)相等，即

$$h_{f,1} = h_{f,2} = h_{f,3} \quad (1-109)$$

因为柏努利方程式中的阻力损失系指单位质量流体的能量损失，所以在计算包括主管路段和并联管路段的总阻力损失时，并联管路段的阻力损失只需考虑其中任一支路的阻力损失即可，绝不能把并联各支路的阻力损失相加作为并联管路段的阻力损失。因此，总阻力损失为

$$\Sigma h_f = h_{f,\text{主}} + h_{f,i} \quad (i = 1, 2, 3) \quad (1-110)$$

3. 并联各支路中的流量分配。尽管并联各支路的阻力损失相等，即各支路中流体流动的推动力(即总比能差)是相同的，但由于各支路的管径、管长(包括当量长度)、粗糙度等一般不相同，故各支路中的流体流量一般也不相同。并联各支路中的流量分配关系可由式(1-109)得到。因为

$$u_i = \frac{4V_i}{\pi d_i^2}$$

$$\text{则} \quad h_{f,i} = \lambda_i \frac{\Sigma l_i}{d_i} \frac{u_i^2}{2} = \frac{8\lambda_i \Sigma l_i V_i^2}{\pi^2 d_i^5} \quad (1-111)$$

将上式代入式(1-109)得

$$\frac{8\lambda_1 \Sigma l_1 V_1^2}{\pi^2 d_1^5} = \frac{8\lambda_2 \Sigma l_2 V_2^2}{\pi^2 d_2^5} = \frac{8\lambda_3 \Sigma l_3 V_3^2}{\pi^2 d_3^5}$$

故并联各管路中的流量分配为

$$V_1 : V_2 : V_3 = \sqrt{\frac{d_1^5}{\lambda_1 \Sigma l_1}} : \sqrt{\frac{d_2^5}{\lambda_2 \Sigma l_2}} : \sqrt{\frac{d_3^5}{\lambda_3 \Sigma l_3}} \quad (1-112)$$

由式(1-112)可知, 并联各支路中的流量分配与各自的管径、管长(包括当量长度)、粗糙度以及流体流动状况有关。当改变某一支路的阻力(如改变阀门的开度)时, 必将引起并联各支路中流量的变化。如总流量( $V$ )、并联各支路的管径( $d_i$ )、管长( $\Sigma l_i$ )和摩擦系数( $\lambda_i$ )均已知, 联解式(1-112)与式(1-108)则可求得并联各支路的流量。因为摩擦系数与流速有关, 所以当并联各支路的摩擦系数视为常数时, 可解析求解, 否则要通过试差(即迭代)法求解。

**【例1-19】** 如图1-53(a)所示的输水管路中, 已知水的总流量为  $180\text{m}^3/\text{min}$ , 水温为  $20^\circ\text{C}$ 。并联各支路的长度分别为  $\Sigma l_1 = 1200\text{m}$ 、 $\Sigma l_2 = 1500\text{m}$  和  $\Sigma l_3 = 800\text{m}$ ; 并联各支路的内径分别为  $d_1 = 600\text{mm}$ 、 $d_2 = 500\text{mm}$  和  $d_3 = 800\text{mm}$ ; 输水管为铸铁管, 其绝对粗糙度  $\varepsilon = 0.3\text{mm}$ 。试求并联各支路的流量和并联管路段  $AB$  的阻力损失。

解: 由本书附录查得  $20^\circ\text{C}$  水的密度  $\rho \approx 1000\text{kg}/\text{m}^3$ 、黏度  $\mu \approx 1 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

因  $\lambda_1$ 、 $\lambda_2$  和  $\lambda_3$  未知, 故用试差法求解。先假定并联各支路的流动均在阻力平方区内, 由

$$\frac{\varepsilon}{d_1} = \frac{0.3}{600} = 0.0005$$

$$\frac{\varepsilon}{d_2} = \frac{0.3}{500} = 0.0006$$

$$\frac{\varepsilon}{d_3} = \frac{0.3}{800} = 0.000375$$

从图1-44查得各支路的摩擦系数初始值分别为

$$\lambda_1 = 0.017, \lambda_2 = 0.0177 \text{ 和 } \lambda_3 = 0.0156$$

由式(1-112)可得

$$\begin{aligned} V_1 : V_2 : V_3 &= \sqrt{\frac{(0.6)^5}{0.017 \times 1200}} : \sqrt{\frac{(0.5)^5}{0.0177 \times 1500}} : \sqrt{\frac{(0.8)^5}{0.0156 \times 800}} \\ &= 0.0617 : 0.0343 : 0.162 \end{aligned}$$

又 
$$V = V_1 + V_2 + V_3 = 180\text{m}^3/\text{min} = 1.08 \times 10^4\text{m}^3/\text{h}$$

故 
$$V_1 = \frac{1.08 \times 10^4 \times 0.0617}{0.0617 + 0.0343 + 0.162} = 2.58 \times 10^3\text{m}^3/\text{h}$$

$$V_2 = \frac{1.08 \times 10^4 \times 0.0343}{0.0617 + 0.0343 + 0.162} = 1.44 \times 10^3\text{m}^3/\text{h}$$

$$V_3 = \frac{1.08 \times 10^4 \times 0.162}{0.0617 + 0.0343 + 0.162} = 6.78 \times 10^3\text{m}^3/\text{h}$$

以下验算并联各支路的摩擦系数  $\lambda$  是否正确。由于

$$Re_i = \frac{d_i u_i \rho}{\mu} = \frac{4 \times 1000}{3.1416 \times 10^{-3}} \frac{V_i}{d_i} = 1.27 \times 10^4 \frac{V_i}{d_i}$$

则 
$$Re_1 = 1.27 \times 10^4 \times \frac{2.58 \times 10^3}{0.6 \times 3600} = 1.53 \times 10^6$$

$$Re_2 = 1.27 \times 10^4 \times \frac{1.44 \times 10^3}{0.5 \times 3600} = 1.02 \times 10^6$$



$$Re_3 = 1.27 \times 10^6 \times \frac{6.78 \times 10^3}{0.8 \times 3600} = 2.98 \times 10^6$$

根据并联各支路的雷诺数和相对粗糙度, 查图 1-44 可得

$$\lambda'_1 = 0.0172$$

$$\lambda'_2 = 0.018$$

$$\lambda'_3 = 0.0153$$

各摩擦系数与假定值基本相同, 而且各支路中流体的流动十分接近阻力平方区, 则可认为原假设成立。故上述计算的各支路中流量为所求。

并联管路段 AB 间的阻力损失可由其中任一支路求得, 即

$$\begin{aligned} h_{f,AB} = h_{f,1} &= \lambda_1 \frac{\Sigma l_1}{d_1} \frac{u_1^2}{2} = \frac{8\lambda_1 \Sigma l_1 V_1^2}{\pi^2 d_1^5} \\ &= \frac{8 \times 0.017 \times 1200 \times 2.58 \times 10^3}{\pi (0.6)^5 \times 3600} = 110 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

## (二) 分支管路与汇合管路

如图 1-53 所示, 由于分支管路(b)或汇合管路(c)中的各支路在分流点 O 处或在汇合点 O 处的总比能相等, 而各支路的另一端的总比能一般不相等, 则从柏努利方程式可知, 各支路的阻力损失一般也不相等, 这是与并联管路的相同之处。与并联管路一样, 分支管路或汇合管路的主管路中的流量等于各支路中的流量之和, 即式(1-107)和式(1-108)同样适用于分支管路和汇合管路。至于各支路中的流量分配关系除了与各支路的管径、管长和管壁粗糙度有关外, 还与各支路端点的条件(如压力、位能等)有关。对于如图 1-53(b)中的支路 OA 和支路 OB 中的流量分配取决于下面的关系式, 即

$$\left. \begin{aligned} gz_A + \frac{u_A^2}{2} + \frac{p_A}{\rho} + \Sigma h_{f,OA} &= gz_B + \frac{u_B^2}{2} + \frac{p_B}{\rho} + \Sigma h_{f,OB} & (a) \\ \Sigma h_{f,OA} &= \lambda_A \frac{\Sigma l_A}{d_A} \frac{u_A^2}{2} & (b) \\ \Sigma h_{f,OB} &= \lambda_B \frac{\Sigma l_B}{d_B} \frac{u_B^2}{2} & (c) \\ V &= \frac{\pi}{4} d_A^2 u_A + \frac{\pi}{4} d_B^2 u_B & (d) \end{aligned} \right\} \quad (1-113)$$

对于分支管路的校核计算(即操作计算), 当主管路中的流量(V)和各支路的管排情况以及终端条件已知时, 方程组(1-113)中有  $u_A$ 、 $u_B$ 、 $\lambda_A$ 、 $\lambda_B$ 、 $\Sigma h_{f,OA}$  和  $\Sigma h_{f,OB}$  6 个未知变量, 因其中  $\lambda_A$  与  $u_A$  之间的关系和  $\lambda_B$  与  $u_B$  之间的关系通过图 1-44(或有关方程式)联系, 故此校核计算问题有唯一解, 可通过试差(迭代)联解方程组(1-113)和图 1-44(或有关方程式)求得各支路的流速, 进而可求得各支路的流量。同简单管路计算一样, 可选择摩擦系数  $\lambda$  或流速  $u$  作为试差(迭代)变量。上述计算思路和方法对汇合管路同样适用。

此外, 对复杂管路的设计计算, 同简单管路一样, 关键问题是通过选择适宜流速来确定最经济(最优)管径。如果还需要确定复杂管路中输送设备的有效功( $w_e$ ), 以确保完成整个输送任务时, 必须按所需能量较大的支路来计算。而在操作时可以通过关小其他支路上的阀门开度, 将其流量调节到所要求的数值。

【例 1-20】 如图 1-54 所示, 为一由高位槽稳定供水系统。主管路 A、支管路 B 和 C 的规格分别为  $\phi 108\text{mm} \times 4\text{mm}$ 、 $\phi 76\text{mm} \times 3\text{mm}$  和  $\phi 70\text{mm} \times 3\text{mm}$ ; 其长度(包括当量长度)分别控制在 80m、60m 和 50m;  $z_2$  和  $z_3$  分别为 2.5m 和 1.5m; 管壁的绝对粗糙度均取 0.2mm。常温水的密度和黏度分别近似取  $1000\text{kg/m}^3$  和  $1 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。若要求供水的总流量为  $52\text{m}^3/\text{h}$ , 试确定高位槽内液面的高度  $z_1$ 。

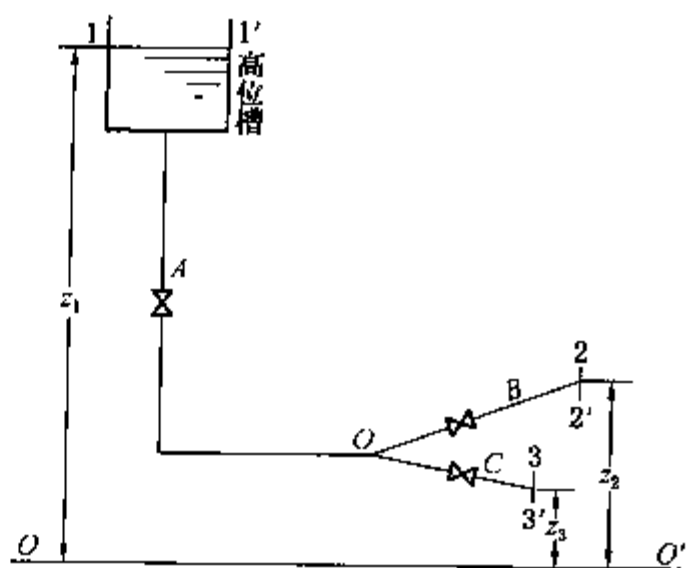


图 1-54 例 1-22 附图

解: 列截面 1-1' 与截面 2-2'、或列截面 1-1' 与截面 3-3' 间的柏努利方程式均可求得高位槽内液面的高度  $z_1$ , 但由于支路 B、C 中的流速未知, 因此需先求得支路 B 或 C 中的流速, 方能确定高位槽中液面高度  $z_1$ 。

主管路 A 中的流量为

$$V = \frac{\pi}{4} d_A^2 u_A = \frac{52}{3600} = 1.44 \times 10^{-2} \text{m}^3/\text{s}$$

根据式(1-113)有如下的关系

$$gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + \left( \lambda_B \frac{\Sigma l_B}{d_B} \frac{u_2^2}{2} \right) = gz_3 + \frac{u_3^2}{2} + \frac{p_3}{\rho} + \left( \lambda_C \frac{\Sigma l_C}{d_C} \frac{u_3^2}{2} \right)$$

及

$$V = \frac{\pi}{4} d_B^2 u_2 + \frac{\pi}{4} d_C^2 u_3$$

已知  $z_2 = 2.5\text{m}$ ,  $z_3 = 1.5\text{m}$ ,  $p_1 = p_2 = p_3 = 0$  (表压),  $\Sigma l_A = 80\text{m}$ ,  $\Sigma l_B = 60\text{m}$ ,  $\Sigma l_C = 50\text{m}$ ,  $d_A = (108 - 4 \times 2)/1000 = 0.1\text{m}$ ,  $d_B = (76 - 3 \times 2)/1000 = 0.07\text{m}$ ,  $d_C = (70 - 3 \times 2)/1000 = 0.064\text{m}$ , 将有关数据代入上面两式, 并经过整理得

$$u_2 = \sqrt{\frac{(781.3\lambda_C + 1)u_3^2 - 19.6}{857.1\lambda_B + 1}} \quad (\text{a})$$

$$u_3 = 4.48 - 1.2u_2 \quad (\text{b})$$

通过试差联解式(a)、式(b)与图 1-44, 可解出 4 个未知变量  $u_2$ 、 $u_3$ 、 $\lambda_B$  和  $\lambda_C$ 。此处, 取流速  $u_2$  作为试差变量, 初设  $u_2 = 2\text{m/s}$ , 则由式(b)可得

$$u_3 = 4.48 - 1.2 \times 2 = 2.08\text{m/s}$$

于是

$$Re_B = \frac{d_B u_2 \rho}{\mu} = \frac{0.07 \times 2 \times 1000}{1 \times 10^{-3}} = 1.4 \times 10^5$$

$$Re_C = \frac{d_C u_3 \rho}{\mu} = \frac{0.064 \times 2.08 \times 1000}{1 \times 10^{-3}} = 1.33 \times 10^5$$

$$\frac{\varepsilon}{d_B} = \frac{0.2}{70} = 0.0029$$

$$\frac{\varepsilon}{d_C} = \frac{0.2}{64} = 0.031$$

由图 1-44 查得  $\lambda_B = 0.027$ ,  $\lambda_C = 0.0271$

将  $u_3$ 、 $\lambda_B$  和  $\lambda_C$  代入式(a)得

$$u'_2 = \sqrt{\frac{(781.3 \times 0.0271 + 1) \times (2.08)^2 - 19.6}{857.1 \times 0.027 + 1}} = \sqrt{3.16} = 1.78 \text{ m/s}$$

显然初设值  $u_2 = 2 \text{ m/s}$  偏高, 重设  $u_2 = 1.9 \text{ m/s}$ , 由式(b)得

$$u_3 = 4.48 - 1.2 \times 1.9 = 2.2 \text{ m/s}$$

于是

$$Re_B = \frac{d_B u_2 \rho}{\mu} = \frac{0.07 \times 1.9 \times 1000}{1 \times 10^{-3}} = 1.33 \times 10^5$$

$$Re_C = \frac{d_C u_3 \rho}{\mu} = \frac{0.064 \times 2.2 \times 1000}{1 \times 10^{-3}} = 1.41 \times 10^5$$

由图 1-44 查得  $\lambda_B = 0.0271$ ,  $\lambda_C = 0.027$

将  $u_3$ 、 $\lambda_B$  和  $\lambda_C$  代入式(a)得

$$u'_2 = \sqrt{\frac{(781.3 \times 0.027 + 1) \times (2.2)^2 - 19.6}{857.1 \times 0.0271 + 1}} = \sqrt{3.16} = 1.9 \text{ m/s}$$

故试差成功, 则  $u_2 = 1.9 \text{ m/s}$ ,  $u_3 = 2.2 \text{ m/s}$ , 于是

$$V_B = \frac{\pi}{4} d_B^2 u_2 \times 3600 = 0.785 \times (0.07)^2 \times 1.9 \times 3600 = 26.3 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_C = V - V_B = 52 - 26.3 = 25.7 \text{ m}^3/\text{h}$$

忽略分流点  $O$  处的局部阻力损失, 列截面 1-1' 与截面 2-2' 间柏努利方程式, 则有

$$gz_1 + \frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = gz_2 + \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} + \sum h_{f,1-0} + \sum h_{f,0-2}$$

其中

$$\sum h_{f,1-0} = \lambda_A \frac{\sum l_A}{d_A} \frac{u_A^2}{2}, \sum h_{f,0-2} = \lambda_B \frac{\sum l_B}{d_B} \frac{u_2^2}{2}$$

已知

$$u_1 = 0, u_2 = 1.9 \text{ m/s}, p_1 = p_2 = 0 \text{ (表压)}$$

$$u_A = \frac{4V/3600}{\pi d_A^2} = \frac{4 \times 52/3600}{\pi (0.1)^2} = 1.83 \text{ m/s}$$

$$Re_A = \frac{d_A u_A \rho}{\mu} = \frac{0.1 \times 1.83 \times 1000}{1 \times 10^{-3}} = 1.83 \times 10^5$$

$$\frac{\varepsilon}{d_A} = \frac{0.2}{100} = 0.002$$

由图 1-44 查得  $\lambda_A = 0.025$ , 则

$$\sum h_{f,1-0} = 0.025 \times \frac{80}{0.1} \times \frac{(1.83)^2}{2} = 33.5 \text{ J/kg}$$

$$\sum h_{f,0-2} = 0.0271 \times \frac{60}{0.07} \times \frac{(1.9)^2}{2} = 41.9 \text{ J/kg}$$

于是

$$\begin{aligned} z_1 &= (gz_2 + u_2^2/2 + \sum h_{f,1-0} + \sum h_{f,0-2})/g \\ &= (9.807 \times 2 + (1.9)^2/2 + 33.5 + 41.9)/9.807 \\ &= 9.87 \text{ m} \end{aligned}$$

如果列截面 1-1' 与截面 3-3' 间柏努利方程式进行求解, 将得到同样的结果。

【例 1-21】 如图 1-55 所示, 用泵将密度为  $710 \text{ kg/m}^3$  的粗汽油分两路输送到精馏塔 A

的预部和吸收解吸塔  $B$  的中部。贮罐  $C$  内液面上方、精馏塔  $A$  顶部和吸收解吸塔  $B$  中部的表压力分别为  $49\text{kPa}$ 、 $49\text{kPa}$  和  $117\text{kPa}$ 。现要求输送管路上的所有阀门全开，使输送到精馏塔顶部和吸收解吸塔中部的最大粗汽油流量分别达  $10800\text{kg/h}$  和  $6400\text{kg/h}$ ，此时从截面  $1-1'$ ，至截面  $2-2'$ 、从截面  $2-2'$  至截面  $3-3'$  和从截面  $2-2'$  至截面  $4-4'$  的阻力损失分别为  $20\text{J/kg}$ 、 $60\text{J/kg}$  和  $50\text{J/kg}$ 。试求泵的有效功率  $N_e$ （计算中忽略动能项）。

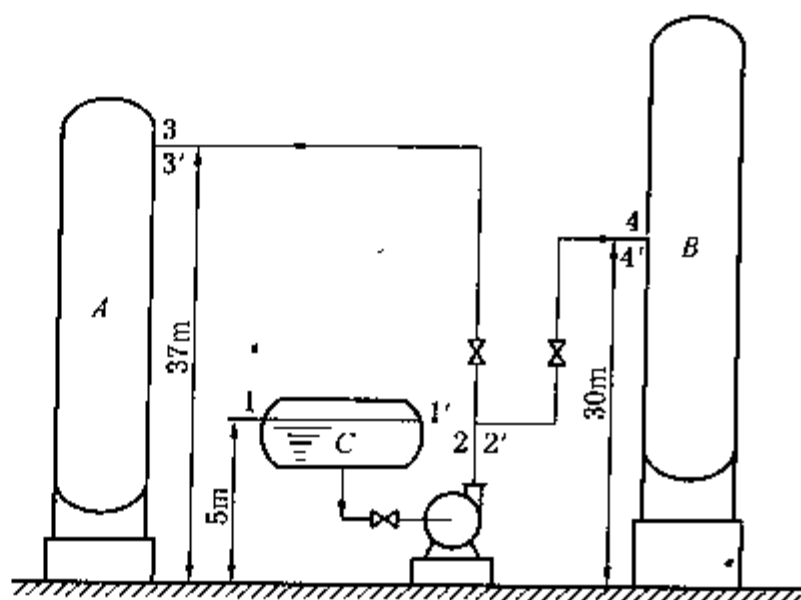


图 1-55 例 1-21 附图

解：列截面  $1-1'$  与截面  $2-2'$  间柏努利方程式，即

$$E_1 + w_e = E_2 + \sum h_{f,1-2}$$

或

$$w_e = E_2 - E_1 + \sum h_{f,1-2}$$

$$= E_2 - gz_1 - \frac{p_1}{\rho} + \sum h_{f,1-2}$$

$$= E_2 - 9.807 \times 5 - \frac{49 \times 10^3}{710} + 20$$

$$= E_2 - 98.1$$

上式中截面  $2-2'$  的总比能  $E_2$  可通过列截面  $2-2'$  与截面  $3-3'$  间的柏努利方程式、或列截面  $2-2'$  与截面  $4-4'$  间的柏努利方程式求解。由于是设计问题，通过两种途径求解出的  $E_2$  不一定相等。为了保证完成两支路的输送任务，应选其中较大的  $E_2$  来计算泵的有效功  $w_e$ 。为此，要分别计算出两种途径的  $E_2$ ，进行比较。

列截面  $2-2'$  与截面  $3-3'$  间的柏努利方程式，即

$$E_2 = gz_3 + \frac{p_3}{\rho} + \sum h_{f,2-3}$$

$$= 9.807 \times 37 + \frac{49 \times 10^3}{710} + 60$$

$$= 492\text{J/kg}$$

列截面  $2-2'$  与截面  $4-4'$  间的柏努利方程式，即

$$E_2 = gz_4 + \frac{p_4}{\rho} + \sum h_{f,2-4}$$

$$= 9.807 \times 30 + \frac{1177 \times 10^3}{710} + 50$$

$$= 2002\text{J/kg}$$

显然，应取  $E_2 = 2002\text{J/kg}$ 。则泵的有效功为

$$w_e = 2002 - 98.1 \approx 1904\text{J/kg}$$

通过泵的粗汽油质量流量为

$$W = \frac{10800 + 6400}{3600} = 4.78\text{kg/s}$$

则泵的有效功率  $N_e$  为

$$N_e = w_e W = 1904 \times 4.78 = 9101 \text{ W} = 9.1 \text{ kW}$$

应当指出, 因为泵的有效功率是按从截面 1-1' 至截面 4-4' 的能量平衡计算的, 因此从截面 2-2' 至截面 4-4' 的支管路的粗汽油流量正好达到 6400 kg/h 的要求, 但从截面 2-2' 至截面 3-3' 支路的粗汽油流量便大于 10800 kg/h 的要求。为此操作时, 应适当关小从截面 2-2' 至截面 3-3' 支路上的阀门开度, 将其粗汽油流量调节到所要求的 10800 kg/h。

### 三、可压缩流体在管内的流动及计算

气体为可压缩流体, 在管内流动时, 应考虑压力的变化对其密度和流速的影响。对此种

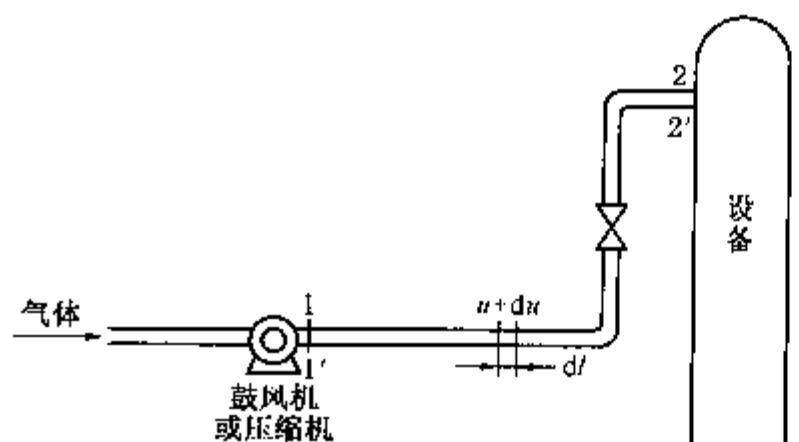


图 1-56 可压缩流体的输送管路

情况, 先对管路的微分段作能量衡算, 然后再根据气体流动变量的变化规律进行积分。如图 1-56 所示的气体流动管路, 取微分段  $dl$ , 流体进入该段的流速为  $u$ , 因气体密度很小, 其位能与其他各项能量相比小得多, 可忽略不计。则  $dl$  管段的机械能平衡方程式的微分形式为

$$d \frac{u^2}{2} + \frac{dp}{\rho} + \lambda \frac{dl}{d} \frac{u^2}{2} = 0 \quad (1-114)$$

式(1-114)中的摩擦系数  $\lambda$  为  $Re$  和

$\varepsilon/d$  的函数, 而  $Re = du\rho/\mu = dG/\mu$  因质量流速  $G$  沿管长为常数, 则在等管径输送时  $Re$  只与气体的温度有关。因此, 对等温或温度变化不太大的流动过程,  $Re$  为常数, 则  $\lambda$  可视为沿管长不变的常数。特别是气体输送管路的雷诺数  $Re$  一般很大, 由图 1-44 可见, 其摩擦系数  $\lambda$  随  $Re$  的变化很小。

气体流速  $u$  随压力  $p$  的降低而增加, 即为管长的函数。为减少变量, 将  $u = G/\rho = Gv$  及  $v = 1/\rho$  代入式(1-114), 并各项均除以  $v^2$ , 经整理得

$$G^2 \frac{dv}{v} + \frac{dp}{v} + \frac{\lambda G^2}{2d} dl = 0 \quad (1-115)$$

对截面 1 至截面 2 间积分上式得

$$G^2 \ln \frac{v_2}{v_1} + \int_{p_1}^{p_2} \frac{dp}{v} + \lambda \frac{l}{d} \frac{G^2}{2} = 0 \quad (1-116)$$

上式中第二项的积分必须知道流动过程中  $v$  (或  $\rho$ ) 随  $p$  的变化规律, 即根据过程的性质(等温、绝热或多变), 按照热力学方法处理。在炼油和石油化工工程中, 所遇到的气体压力不是很高的情况下都可视为理想气体, 故有以下流动过程。

(1) 等温流动 对等温流动, 气体的比体积  $v$  与压力  $p$  之间的关系为

$$pv = p_1 v_1 = p_2 v_2 = RT/M = \text{常数}$$

于是

$$\int_{p_1}^{p_2} \frac{dp}{v} = \int_{p_1}^{p_2} \frac{p dp}{p_2 v_2} = \frac{p_2^2 - p_1^2}{2 p_2 v_2}$$

将上式及  $v_2/v_1 = p_1/p_2$  代入式(1-116), 即

$$G^2 \ln \frac{p_1}{p_2} + \frac{p_2^2 - p_1^2}{2 p_2 v_2} + \lambda \frac{l}{d} \frac{G^2}{2} = 0 \quad (1-117)$$

$$\text{或} \quad G^2 \ln \frac{p_1}{p_2} + \frac{M}{2RT}(p_2^2 - p_1^2) + \lambda \frac{l}{d} \frac{G^2}{2} = 0 \quad (1-118)$$

$$\text{或} \quad p_1^2 = p_2^2 + \frac{2RTG^2}{M} \ln \frac{p_1}{p_2} + \lambda \frac{RTlG^2}{Md} \quad (1-118a)$$

式(1-117)至式(1-118a)为气体在管内作等温流动时的计算公式。显然,计算压力( $p_1$ 和 $p_2$ )时,需要进行试差。一般气体输送管路终点的工艺条件已知,通常利用上式计算气体输送机械(通风机、鼓风机和压缩机)的出口压力,以此来选择气体输送机械的型号。

当气体流动管路内的压力降 $\Delta p = p_1 - p_2$ 很小,即 $\Delta p/p_1 < 10\%$ 时,式(1-116)的左侧第一项动能差可忽略,式中的比体积 $v$ 可用平均比体积 $v_m = 1/\rho_m$ 代之,并视为常数,于是

$$\frac{p_2 - p_1}{v_m} + \lambda \frac{l}{d} \frac{G^2}{2} = 0$$

$$\text{即} \quad \Delta p = p_1 - p_2 = \lambda \frac{l}{d} \frac{G^2}{2\rho_m} \quad (1-119)$$

式(1-119)即为把气体视为不可压缩流体时的机械能平衡方程式,类似于不可压缩流体在等径水平管内流动时的能量平衡方程式。

(2) 绝热流动 当气体在保温良好的管路中流动时,接近于绝热流动。理想气体作绝热流动(绝热压缩或绝热膨胀)时,其比容与压力之间的关系为

$$pv^\gamma = p_1 v_1^\gamma = p_2 v_2^\gamma = \text{常数}$$

$$\text{或} \quad v = \left( \frac{p_2}{p} \right)^{1/\gamma} v_2$$

$$\text{于是} \quad \int_{p_1}^{p_2} \frac{dp}{v} = \frac{1}{p_2^{1/\gamma} v_2} \int_{p_1}^{p_2} p^{1/\gamma} dp = \frac{\gamma}{\gamma+1} \cdot \frac{p_2}{v_2} \left[ 1 - \left( \frac{p_1}{p_2} \right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma}} \right]$$

将上式及 $v_2/v_1 = (p_1/p_2)^{1/\gamma}$ 代入式(1-116)得

$$\frac{G^2}{\gamma} \ln \frac{p_1}{p_2} + \frac{\gamma}{\gamma+1} \cdot \frac{p_2}{v_2} \left[ 1 - \left( \frac{p_1}{p_2} \right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma}} \right] + \lambda \frac{l}{d} \frac{G^2}{2} = 0 \quad (1-120)$$

式(1-120)为气体在管内作绝热流动时的计算公式。同时,计算压力( $p_1$ 或 $p_2$ )或流量( $G$ )时,需要进行试差求解。

$\gamma$ 为绝热指数,其数值为气体的定压比热容与定容比热容之比,即 $\gamma = c_p/c_v$ 。空气及双原子气体(如 $H_2$ 、 $N_2$ 、 $O_2$ 、 $CO$ 、 $NO$ 、 $HCl$ 等)的绝热指数 $\gamma$ 约等于1.4; $CO_2$ 、 $SO_2$ 、 $H_2O$ 、 $NH_3$ 、 $CH_4$ 、 $C_2H_2$ 等的绝热指数 $\gamma$ 约等于1.3; $C_2H_6$ 的绝热指数 $\gamma$ 等于1.2。对等温流动, $\gamma=1$ ,即式(1-120)变为式(1-117)。

(3) 多变流动 等温流动和绝热流动属于两种理想情况,实际的流动过程往往介于两者之间。对于多变流动过程,可以采用绝热流动的计算公式(1-120),但要将其中的绝热指数 $\gamma$ 代之以多变指数 $\kappa$ , $\kappa$ 值取决于流动系统与外界的热交换情况,显然 $1 < \kappa < \gamma$ ,对空气 $\kappa \approx 1.25$ 。

实践证明,当气体管路较长(如 $l > 1000d$ )时,按等温流动与按绝热流动计算结果相差很小,一般不超过5%。

【例1-22】如图1-56所示,用压缩机将25℃的天然气(可视为甲烷)通过钢管输送至10km远处的某一设备,在15℃和 $1.013 \times 10^5 \text{ Pa}$ (绝压)条件下的输送量为 $4.2 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{h}$ ,设备入口处的温度和绝对压力分别为15℃和 $1.373 \times 10^5 \text{ Pa}$ 。输送管内径为600mm,管壁绝



对粗糙度为 0.2mm。试计算压缩机出口的压力  $p_1$ 。

解：天然气的质量流量和质量流速分别为

$$W = \frac{4.2 \times 10^4}{3600} \times \frac{1}{22.4} \times \frac{273}{273 + 15} \times 16 = 7.9 \text{ kg/s}$$

$$G = \frac{W}{A} = \frac{7.9}{0.785 \times (0.6)^2} = 28 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{s)}$$

由本书附录查得甲烷在 25℃ 和 15℃ 的黏度分别为 0.011mPa·s 和 0.0109mPa·s，黏度变化很小，可视为常数，取  $\mu = 0.011 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ ，则雷诺数  $Re$  可视为常数，即

$$\begin{aligned} Re &= \frac{dG}{\mu} \\ &= \frac{0.6 \times 28}{0.011 \times 10^{-3}} = 1.53 \times 10^6 \end{aligned}$$

又 
$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.2}{600} = 0.00033$$

由图 1-44 查得摩擦系数  $\lambda = 0.016$ 。

因为温度变化不大，故取其平均值  $t_m = (25 + 15)/2 = 20^\circ\text{C}$ ，按等温流动的计算公式[式(1-118a)]进行试差计算。先忽略式(1-118a)右侧第二项，于是

$$p_1^2 = p_2^2 + \lambda \frac{RTlG^2}{Md}$$

已知  $p_2 = 1.373 \times 10^5 \text{ Pa}$ ，代入上式得

$$\begin{aligned} p_1^2 &= (1.373 \times 10^5)^2 + 0.016 \times \frac{8.314 \times 10^3 \times 293 \times 10000 \times (28)^2}{16 \times 0.6} \\ &= 1.89 \times 10^{10} + 3.18 \times 10^{10} = 5.07 \times 10^{10} \end{aligned}$$

解得  $p_1 = 2.25 \times 10^5 \text{ Pa}$

代入式(1-118a)右侧解得

$$\begin{aligned} p_1^2 &= 1.89 \times 10^{10} + \frac{2 \times 8.314 \times 10^3 \times 293 \times (28)^2}{16} \ln \frac{2.25 \times 10^5}{1.373 \times 10^5} + 3.18 \times 10^{10} \\ &= 1.89 \times 10^{10} + 1.18 \times 10^8 + 3.18 \times 10^{10} = 5.082 \times 10^{10} \end{aligned}$$

解得  $p_1 = 2.254 \times 10^5 \text{ Pa}$

此值与  $2.25 \times 10^5 \text{ Pa}$  已很接近，则  $p_1 = 2.254 \times 10^5 \text{ Pa}$  为所求。因此，尽管式(1-118a)右侧第二项的绝对值很大，但它仅占式(1-118a)右侧值的 0.23%，故仍然是可以忽略的。

若本题按绝热流动的计算公式[式(1-120)]进行试差计算，则计算结果为  $p_1 = 2.29 \times 10^5 \text{ Pa}$ ，与按等温流动计算结果相差很小，仅为 3.6%。因此，在工程上对长距离输送气体管路，通常按等温流动计算。

## 第六节 流量测量

在炼油和石油化工生产中，流体的流量是一个重要参数。为了保证生产过程的稳定进行，必须测量流体的流量，并加以调节和控制。测定流体流量的方法很多，本节主要介绍几种以流体流动时各种机械能相互转换原理为基础的流量计。

# 一、孔板流量计

## (一) 孔板流量计的结构

孔板流量计(Orifice meter)主要是由一块开有孔径为  $d_0$  的锐孔金属板和与孔板前后测压口相连接的压差计组成,其示意图如图 1-57(b)所示。通过压差计读数  $R$  可求得管路中流体的流量。孔板流量计通常用法兰把开有锐孔的金属板固定在流体流动的管路中,为了保持测量精确度,圆孔中心应位于管路的中心线上,且圆孔的锐边应对着流体流动的方向,孔板前后分别要有 15~20 倍和 5 倍管道直径的直管距离。

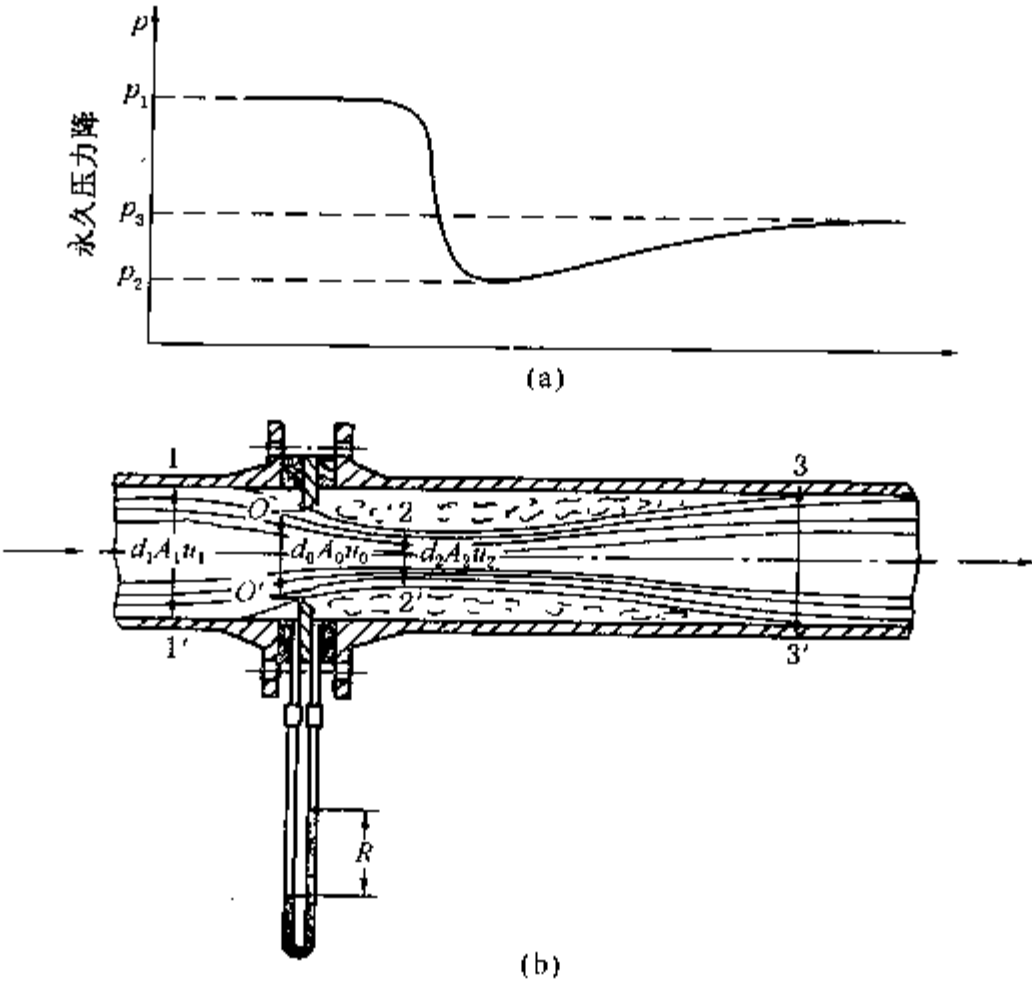


图 1-57 孔板流量计示意图  
(a) — 压力分布图; (b) — 结构示意图

## (二) 孔板流量计的测量原理

当流体流经孔板时,流动截面缩小,流速增加,压力能降低。流体流过孔口后,由于流体惯性作用,流束截面并不立即扩大到与管道的截面相等,而是继续缩小,直至一定距离处,如图 1-57(b)中截面 2-2' 处,流束截面收缩到最小,其流速最大,此处称为缩脉。经过缩脉后流束截面逐渐扩大到整个管道截面。

对于上述流动情况,根据流体流动的机械能相互转换关系,当流体以一定的流量流经孔板时,流速增加,则压力能降低;同时流动截面突然缩小和扩大所引起的局部阻力损失也会使压力能降低。因此,在孔板前后便会产生一定的压力差,而且流量愈大,所产生的压力差愈大,故可通过测量孔板前后压力差的方法来实现测量流体流量的目的。孔板流量计是利用流体经过固定孔口的节流来测量流体的流量,所以孔板称为节流元件。

分别取如图 1-57(b)孔板前流束未收缩处为截面 1-1' 和孔板后缩脉处为截面 2-2'。对不可压缩流体在水平管内流动,列截面 1-1' 与截面 2-2' 间的柏努利方程式,若暂不计

阻力损失，则有

$$\frac{u_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} = \frac{u_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho}$$

或

$$\sqrt{u_2^2 - u_1^2} = \sqrt{\frac{2(p_1 - p_2)}{\rho}} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}$$

由于缩脉的位置随流动状态而变化，其截面积  $A_2$  无法知道， $u_2$  也无法确定，所以工程上以孔口流速  $u_0$  代替  $u_2$ ；同时，实际流体通过孔口流动时有阻力损失。考虑到上述这些因素，引入一个校正系数  $C$ ，可将上式写成

$$\sqrt{u_0^2 - u_1^2} = C \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}} \tag{1-121}$$

将式(1-121)与连续性方程式  $u_1 A_1 = u_0 A_0$  联解，消去  $u_1$ ，经整理可得

$$u_0 = \frac{C}{\sqrt{1 - \left(\frac{A_0}{A_1}\right)^2}} \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}$$

令

$$C_0 = \frac{C}{\sqrt{1 - \left(\frac{A_0}{A_1}\right)^2}} \tag{1-122}$$

则

$$u_0 = C_0 \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}} \tag{1-123}$$

于是流体的流量为

$$V = u_0 A_0 = C_0 A_0 \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}} \tag{1-124}$$

上已述及，式(1-124)中的压力差  $\Delta p$  可通过 U 形管压差计的读数  $R$  测量，因而将式(1-30)代式(1-124)，则得

$$V = C_0 A_0 \sqrt{\frac{2R(\rho_0 - \rho)g}{\rho}} \tag{1-125}$$

或

$$W = V\rho = C_0 A_0 \sqrt{2R(\rho_0 - \rho)\rho g} \tag{1-126}$$

式(1-124)至式(1-126)为孔板流量计的流量公式，系节流式流量计的基本公式，其中  $C_0$  称为孔板的流量系数(无因次)。显然，应用流量公式的关键在于确定流量系数  $C_0$ 。

(三) 孔板的流量系数  $C_0$

影响  $C_0$  的因素很复杂，由  $C_0$  的定义[式(1-122)]可见， $C_0$  主要取决于流体在管内流动的雷诺数  $Re$  和截面积比值  $A_0/A_1$ ，此外还与测压口位置、测压方式、孔口形状、加工精度、孔板厚度和管壁粗糙度等有关。这种复杂的影响关系必须通过实验测定。为了避免对每一个孔板流量计进行实验测定，对标准孔板其测压方式、结构尺寸、加工状况等均已规定。如图 1-58 所示，为一常用的标准孔板流量计的结构图，各部分尺寸均表示为管径的倍数。图 1-58 表示两种不同的测压方式，即上部为环室取压，孔

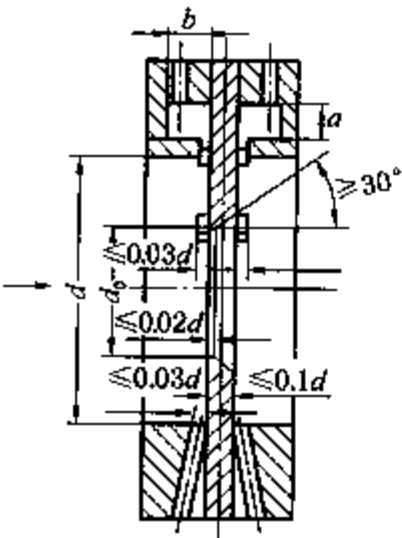


图 1-58 常用标准孔板  
流量计结构图

板前后的压差通过测压环室引至压差计；下部表示测压孔直接取压。

对标准孔板，其流量系数  $C_0$  可表示成

$$C_0 = f(Re, A_0/A_1) \quad (1-127)$$

式中  $Re$  为以管内径  $d_1$  计算的雷诺数，即  $Re = d_1 u_1 \rho / \mu$ 。对标准孔板进行了大量的测定，其流量系数  $C_0$  如图 1-59 所示。

由图 1-59 可见，当  $Re$  一定时， $A_0/A_1$  值愈大，则  $C_0$  愈大；当  $A_0/A_1$  值一定时， $C_0$  随  $Re$  的增大而减小，当  $Re$  值增大到某一极限值（即  $Re_c$ ）后， $C_0$  不再随  $Re$  变化，而成为一个仅取决于  $A_0/A_1$  值的常数。孔板流量计所测定的流量范围，最好处于  $C_0$  为常数的区域里，且设计合适的孔板流量计，其  $C_0$  值在 0.6~0.7 之间。此时，由式(1-125)或式(1-126)可知，流体的流量仅与压差计读数  $R$  的平方根成正比，即  $V \propto \sqrt{R}$ 。因此，流量的少量变化，将导致压差计读数  $R$  的较大变化，这样使测量有较大的灵敏度和较高的精确度。但与此同时，流量计的测量范围受到压差计读数  $R$  的限制。 $R$  值愈小，读数的相对误差愈大，所以读数  $R$  不能太小；同时因受压差计长度的限制， $R$  也不能太大。因此，孔板流量计不适宜于测量范围要求较宽的场所。

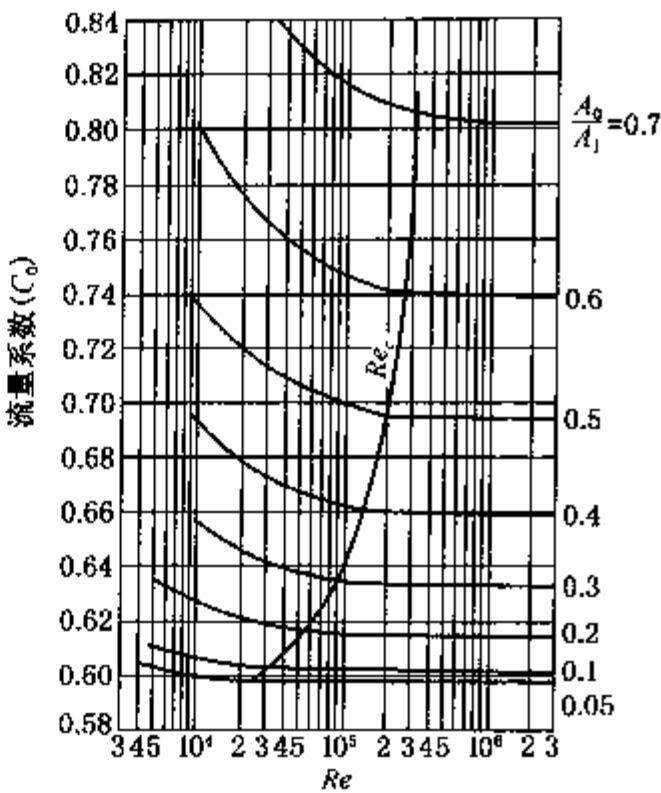


图 1-59 标准孔板流量系数

（四）孔板流量计的阻力损失

前已述及，流体流经孔板的压力差  $\Delta p = (p_1 - p_2)$  是由于流动截面变化而引起的动能增加和局部阻力所致。根据能量转换原理，转换为动能的压力能随着流动截面的复原而会恢复，如图 1-57(a)所示，其中的压力差  $(p_3 - p_2)$  即为由于压力能恢复而增加的压力。而局部阻力所造成的压力差因再也不能恢复，故称其为孔板的永久压力降，以  $\Delta p'_f$  表示，如图 1-57(a)所示， $\Delta p'_f = (p_1 - p_3)$ 。对孔板，一般  $\Delta p'_f / (p_1 - p_2) = 70\% \sim 80\%$ 。

孔板流量计的阻力损失可用下式估算，即

$$h'_f = \frac{\Delta p'_f}{\rho} = \left(1 - 1.1 \frac{A_0}{A_1}\right) \frac{(p_1 - p_2)}{\rho}$$

或

$$h'_f = \left(1 - 1.1 \frac{A_0}{A_1}\right) \frac{R(\rho_0 - \rho)g}{\rho} \quad (1-128)$$

由式(1-128)可知，孔板流量计的阻力损失随  $A_0/A_1$  的增大而减小，而随着压差计读数  $R$  的增大而增加。因此，在设计孔板流量计时，既要保证一定的压差计读数  $R$ ，以提高测量精确度，又要使阻力损失不要过大，关键问题是选择适当的截面积比  $A_0/A_1$ 。

（五）孔板流量计的设计和标定

设计合适的孔板流量计，要求其流量系数  $C_0$  尽可能处在不随  $Re$  变化、而仅决定于截面积比  $A_0/A_1$  的常数区域内，且  $C_0$  值在 0.6~0.7 范围内；同时，既要保证测量时有较高的精确度，又不致使压差计太长，故要求合适的压差计读数  $R$ 。因此，要满足以上要求，孔板流量计设计的关键是确定适当的孔径  $d_0$  以保证合适的截面积比值  $A_0/A_1$ 。

对于标准孔板流量计，可根据管径( $d_1$ )、流体性质( $\rho$ 、 $\mu$  等)、流体流量( $V$  或  $W$ )和压

差计允许的最大读数( $R_{\max}$ ), 借助于流量公式和图 1-59 进行设计计算。不论是标准孔板流量计的设计, 还是应用其流量公式计算流体流量, 必须先知道流量系数  $C_0$  值。但  $C_0$  与  $A_0/A_1$  (即  $d_0$ ) 和  $Re$  有关, 而  $d_0$  或  $u_1$  未知时, 无法知道  $C_0$  或  $Re$ , 因此要通过试差法进行求解。先初设  $d_0$  或  $C_0$ , 然后应用流量公式和图 1-59 进行计算, 以验证初设的  $d_0$  或  $C_0$  是否正确, 是否满足设计上的要求。

为了使用方便, 在工程上和实验室里, 常需要知道孔板流量计的流量曲线, 即流体流量  $V$  或  $W$  与压差计读数  $R$  之间的关系曲线。对标准孔板流量计可借助于流量公式和图 1-59, 通过计算不同  $R$  值下的流量  $V$ , 标绘出  $V \sim R$  的关系曲线; 对非标准孔板流量计则要通过实验测定其流量曲线。当流体种类或操作条件改变时, 或使用已久的孔板流量计, 其流量曲线要用上述方法进行标定或重新计算绘制新的流量曲线。

孔板流量计的优点是结构简单紧凑、容易制造、安装方便, 因此应用十分广泛; 其主要缺点是阻力损失大。

**【例 1-23】** 通过  $\phi 114\text{mm} \times 4\text{mm}$  的管道输送在操作条件下密度为  $880\text{kg/m}^3$ 、黏度为  $5.45 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$  的油品, 油品的流量为  $75\text{m}^3/\text{h}$ , 压差计的最大允许读数为  $600\text{mmHg}$  柱。拟在管路中装一标准孔板流量计, 试确定孔板的孔径  $d_0$ 。

解: 已知  $d_1 = 114 - 4 \times 2 = 106\text{mm} = 0.106\text{m}$ ,  $\rho = 880\text{kg/m}^3$ ,  $\mu = 5.45 \times 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$ ,  $\rho_0 = 13600\text{kg/m}^3$ ,  $V = 75/3600 = 0.0208\text{m}^3/\text{s}$ 。于是

$$u_1 = \frac{4V}{\pi d_1^2} = \frac{4 \times 0.0208}{3.1416 \times (0.106)^2} = 2.36\text{m/s}$$

$$Re = \frac{d_1 u_1 \rho}{\mu} = \frac{0.106 \times 2.36 \times 880}{5.45 \times 10^{-3}} = 4.04 \times 10^4$$

因  $C_0$  与  $A_0$  (即  $d_0$ ) 有关, 所以不能直接用式 (1-125) 求出  $d_0$ , 只能联解式 (1-125) 与图 1-59, 用试差法求解。先由式 (1-125) 计算得

$$\begin{aligned} C_0 A_0 &= \frac{V}{\sqrt{\frac{2R(\rho_0 - \rho)g}{\rho}}} \\ &= \frac{0.0208}{\sqrt{\frac{2 \times 0.6 \times (13600 - 880) \times 9.807}{880}}} = 0.00159 \end{aligned}$$

设  $d_0 = 56\text{mm} = 0.056\text{m}$ , 则

$$A_0 = \frac{\pi}{4} d_0^2 = 0.785 \times (0.056)^2 = 0.00246$$

$$\frac{A_0}{A_1} = \left(\frac{56}{106}\right)^2 = 0.279$$

由图 1-59 查得流量系数  $C_0 = 0.635$ , 于是

$$C_0 A_0 = 0.635 \times 0.00246 = 0.00156$$

设计结果与由流量公式 (1-125) 计算出的  $C_0 A_0 = 0.00159$  很接近, 即孔板的孔径为  $56\text{mm}$ 。

## 二、文丘里流量计

孔板流量计的主要缺点是能量损失大, 为了减少能量损失, 可采用文丘里流量计 (或称

文氏流量计, Venturi Meter), 其示意图如图 1-60 所示。文丘里管的结构如图 1-61 所示。文丘里管的特点是流体的流动管道是逐渐收缩和逐渐扩大, 避免了突然收缩和突然扩大。这样当流体流动时, 流速改变平稳, 基本上不产生涡流, 故阻力损失很小, 其永久压力降  $\Delta p'$  仅占所测得的压力差  $(p_1 - p_2)$  的 10% 左右。渐缩段与渐扩段的交界处直径最小, 称为喉部, 其直径为  $d_0$ 。为了避免突然缩小, 特别是突然扩大造成较大的阻力损失, 又为了防止流量计长度过大, 文丘里管的收缩角  $\alpha_1$  可取得大些, 通常  $\alpha_1 = 15^\circ \sim 20^\circ$ ; 扩大角  $\alpha_2$  可取得小些, 通常  $\alpha_2 = 5^\circ \sim 7^\circ$ 。文丘里流量计的上游测压口取在管路与渐缩管的交界处, 下游测压口取在喉部。U 形管压差计的两臂分别与上、下游测压口连接。

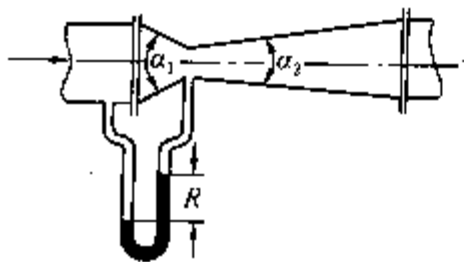


图 1-60 文丘里流量计

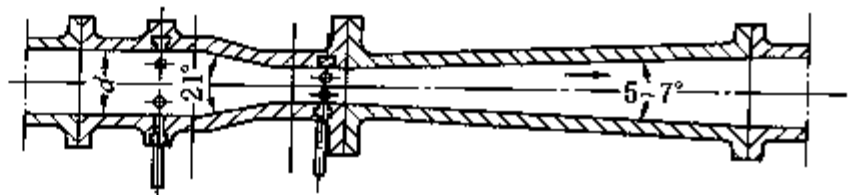


图 1-61 文丘里管结构图

文丘里流量计也是固定孔口(喉部)的节流式流量计, 测量原理同孔板流量计一样, 其流量公式亦与式(1-125)和式(1-126)类似, 只是由于结构特点不同, 而流量系数不同罢了, 即

$$V = C_v A_0 \sqrt{\frac{2R(\rho_0 - \rho)g}{\rho}} \quad (1-129)$$

或 
$$W = C_v A_0 \sqrt{2R(\rho_0 - \rho)\rho g} \quad (1-130)$$

式中  $C_v$  为文丘里管的流量系数(无因次), 其值由实验测定。在湍流时, 一般可取 0.98(管径为 50~200mm)或 0.99(管径为 200mm 以上)。

文丘里流量计的阻力损失可用下式估算, 即

$$h_f = 0.1 u_0^2 \quad (1-131)$$

式中  $u_0$ ——喉部流速, m/s。

文丘里流量计的主要优点是阻力损失小, 大多用于低压气体输送管路中的流量测定。其缺点是结构不如孔板流量计紧凑, 加工精度要求高, 制造难度大, 造价较高。

### 三、转子流量计

前述的两种节流式流量计——孔板流量计和文丘里流量计, 共同的特点是节流部位(孔口和喉部)的截面固定, 当流体流量改变时, 缩口两侧的压力差变化, 故称为变压力差式节流流量计; 另一类节流流量计正好相反, 即节流部位的截面随流量的改变而变化, 但其两侧的压力差保持不变, 如常用的转子流量计或称浮子流量计就是这种恒压力差式节流流量计。

#### (一) 转子流量计的结构

转子流量计(Rotameter)的结构如图 1-62 所示, 它是由一根截面积由上到下略微缩小的垂直锥形玻璃管(其锥角约为  $4^\circ$  左右)

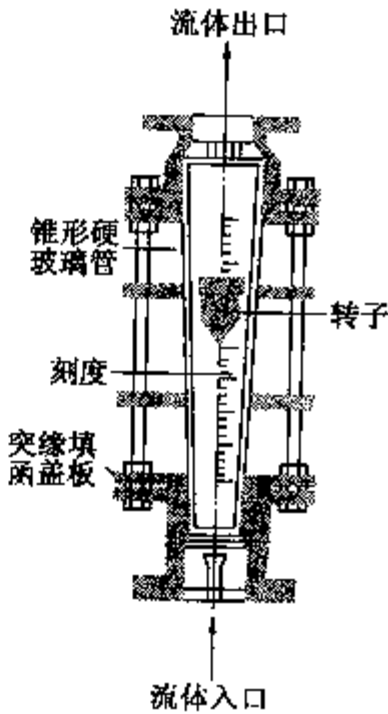


图 1-62 转子流量计



和一个随流体流量的变化而在玻璃管内上下移动的转子(或浮子)所组成。转子一般用金属或塑料制成,其上端平面略大,并在顶部边沿刻有斜槽,操作时发生旋转,避免黏附在壁上,故称为转子。流体从玻璃管底部进入,通过转子与玻璃管间的环隙(即节流部位),由玻璃管顶部流出。

## (二) 转子流量计的测量原理

当流体自下而上流过转子流量计时,转子将受到两个作用力,一个是流体流经环隙时,由于速度增大和阻力损失而在转子上下两端产生的压力差所形成的向上作用力  $\Delta p \cdot A_f$ ; 另一个是向下的转子净重力(即转子的重力与流体对转子的浮力之差)  $V_f(\rho_f - \rho)g$ 。对于一定的流体流量,当向上作用力等于转子的净重力时,转子受力平衡,它便悬浮在某一位置上,如图 1-62 所示。当流体流量增加时,流体流过环隙的流速增大,且阻力也增大,故转子下端与上端间的压力差增大,即向上的作用力增大。而对一定的转子和流体,转子的净重力恒定,则转子在原来位置上的受力平衡被破坏,于是转子将上升。随着转子的上升,环隙截面积增大,流体流过环隙的流速和阻力减小,致使转子下端与上端的压力差减小,则向上的作用力减小,直到向上的作用力减小到与向下的转子净重力相等为止。根据受力平衡,此时转子将悬浮在与增加流体流量后相对应的新的位置上;相反,当流体流量减小时,依据受力平衡,转子将下移,最终将悬浮在与减小流体流量后相对应的新的位置上。

显然,转子的平衡位置(悬浮高度)随流体流量的增加或减小而上下移动,转子流量计就是依据这一原理,利用转子所悬浮位置的高度来指示流体流量的大小,其值可由玻璃管外壁上的刻度读出。

由上述可知,转子流量计的测量原理同流体流过孔口时相类似,也是以流体流过环隙时的能量转换原理为基础的,所不同的是孔板流量计的孔口截面是固定的,其两侧的压力差随流体流量的变化而变化;而转子流量计,转子所悬浮在某一位置的环隙截面随流体流量的变化而变化,转子下端与上端的压力差则是固定的。故转子流量计为定压差式节流流量计,其流量公式可仿照孔板流量计的流量公式式(1-124)写出,即

$$V = C_R A_R \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}} \quad (1-132)$$

上式中的压力差  $\Delta p$  可根据转子在流体中受力平衡导出。对一定的流体流量,转子悬浮在某一位置时,则有

$$\Delta p A_f = V_f(\rho_f - \rho)g$$

$$\Delta p = \frac{V_f(\rho_f - \rho)g}{A_f} \quad (1-133)$$

式中  $\Delta p$ ——转子下端与上端的压力差, Pa;

$A_f$ ——转子最大部分的截面积,  $m^2$ ;

$V_f$ ——转子体积,  $m^3$ ;

$\rho_f$ ——转子材料的密度,  $kg/m^3$ ;

$\rho$ ——流体的密度,  $kg/m^3$ 。

将式(1-133)代入式(1-132)得

$$V = C_R A_R \sqrt{\frac{2V_f(\rho_f - \rho)g}{\rho A_f}} \quad (1-134)$$

或

$$W = C_R A_R \sqrt{\frac{2V_f(\rho_f - \rho)\rho g}{A_f}} \quad (1-135)$$

式中  $A_R$ ——转子与玻璃管间的环隙截面积,  $\text{m}^2$ ;

$C_R$ ——转子流量计的流量系数(无因次)。

其值取决于转子的形状及流体通过环隙时的雷诺数  $Re$ , 由实验测定。对特定的转子形状,  $C_R$  仅与  $Re$  有关, 即  $C_R = f(Re)$ 。如图 1-63 给出了三种形状转子的  $C_R$  与  $Re$  关系曲线, 由图可见, 对一定形状的转子, 当  $Re$  超过某一数值后,  $C_R$  值为一常数。

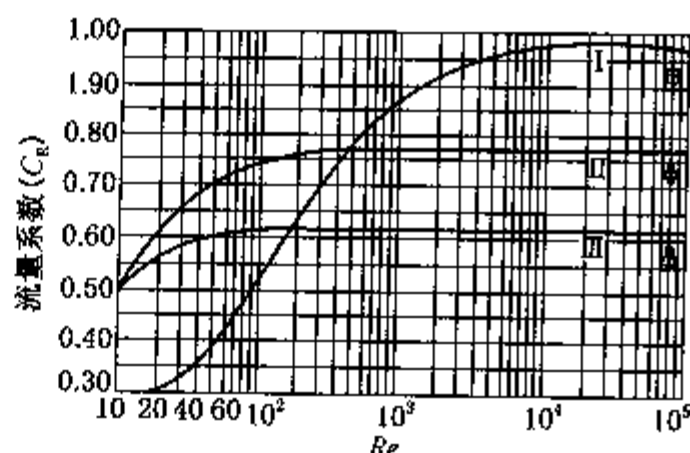


图 1-63 转子流量计的流量系数

### (三) 转子流量计的刻度换算

对一定的被测流体, 转子形状的选择应在所测定的流量范围内, 使  $C_R$  值为一常数。此时, 由式(1-134)可知, 流量  $V$  仅随环隙截面积  $A_R$  变化。因为玻璃管呈微锥形, 流量  $V$  近似与转子悬浮的高度成正比, 故玻璃管外壁上流量值刻度几乎是均匀的。因为转子流量计的流量系数  $C_R$  与转子的几何形状有很大关系,  $A_R$  也不易计算, 因此在实际应用中, 很少直接用式(1-134)进行计算, 而是在转子流量计出厂前, 直接用  $20^\circ\text{C}$  的水或  $20^\circ\text{C}$ 、 $101.3\text{kPa}$  下的空气进行标定, 将流量值刻在玻璃管外壁上。当被测流体不是水或空气、或者操作条件不是规定的条件时, 须对原有的刻度进行换算。当  $C_R$  为常数时, 则由式(1-134)得到同一刻度下的流量换算公式为

$$\frac{V'}{V} = \sqrt{\frac{\rho(\rho_f - \rho')}{\rho'(\rho_f - \rho)}} \quad (1-136)$$

对于气体转子流量计, 因  $\rho \ll \rho_f$  和  $\rho' \ll \rho_f$ , 上式可简化为

$$\frac{V'}{V} = \sqrt{\frac{\rho}{\rho'}} \quad (1-137)$$

式中  $V, \rho$ ——分别为标定条件下水或空气的流量和密度;

$V', \rho'$ ——分别为流体改变(或操作条件改变)后的流体的流量和密度。

在实际使用中, 如需要调整转子流量计的测量范围, 由式(1-134)可知, 可以采取更换转子的材料(即密度  $\rho_f$ )或车削转子以改变其大小。

转子流量计的优点是读取流量直观方便, 阻力损失小, 测量精度高, 对不同流体适用性广, 能适用于腐蚀性流体的流量测量(因为转子可采用各种耐腐蚀性材料制成); 其缺点是玻璃管不能耐高温高压, 安装时玻璃管易破碎。因此, 转子流量计多用于直径小于  $50\text{mm}$  的管路中测量流量, 温度和压力一般不超过  $120^\circ\text{C}$  和  $0.4 \sim 0.5\text{MPa}$ 。转子流量计必须垂直安装, 且应安装支路以便于检修。

## 四、测速管

前面讨论的几种节流流量计都只能用来测定管内流体的平均流速, 如欲测定管路截面上的速度分布或管中心的最大流速, 可以采用测速管。

### (一) 测速管的结构

测速管又称皮托(Pitot)管, 其结构示意图如图 1-64 所示, 它是由两根弯成直角的同心套管和 U 形管压差计组成。内、外管互不相通, 外管的管口封闭, 在其前端管壁四周开有

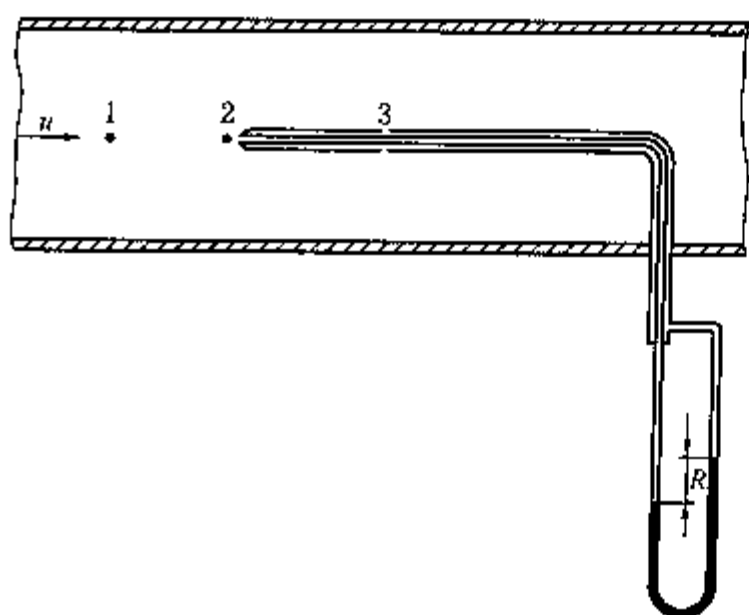


图 1-64 测速管示意图

一些小孔，称测压孔；内管敞口，管口正对着流体的流动方向。外管和内管的末端分别与 U 形管压差计的两侧相连接。

## (二) 测速管的测量原理

设流体在点 1 处的流速为  $u_1$ 、压力为  $p_1$ 。当流体流至内管管口点 2 处时，因内管内已充满被测流体，故流体到达点 2 处时受阻被截，其流速  $u_2$  为零。于是动能  $u_1^2/2$  在此转换为压力能，使点 2 处的压力增至  $p_2$ 。点 1 与点 2 之间的能量转换关系可由柏努利方程式求得，若忽略阻力损失，则有

$$\frac{p_2}{\rho} = \frac{p_1}{\rho} + \frac{u_1^2}{2} \quad (1-138)$$

即内管测得的是点 1 处的压力能 ( $p_1/\rho$ ) 和动能 ( $u_1^2/2$ ) 之和，称为冲压能，其值为  $p_2/\rho$ ，因此内管称为冲压管。

因测速管直径与管路直径相比很小，又忽略阻力损失，则外管管壁小孔点 3 处的流速和压力均与点 1 处相同；又由于外管管壁上的小孔与流体流动方向平行，因此外管测得的只是流体的静压能  $p_1/\rho$ ，故外管称为静压管。

由上述可知，从 U 形管压差计的读数所反映出来的是冲压能与静压能之差，即

$$\frac{\Delta p}{\rho} = \frac{p_2}{\rho} - \frac{p_1}{\rho} \quad (1-139)$$

将式(1-139)与式(1-138)相比较，则得

$$\frac{\Delta p}{\rho} = \frac{u_1^2}{2}$$

故

$$u_1 = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}} \quad (1-140)$$

若 U 形管压差计读数为  $R$ ，指示液与被测流体的密度分别为  $\rho_0$  和  $\rho$ ，把式(1-30)代入式(1-140)，则得

$$u_1 = \sqrt{\frac{2R(\rho_0 - \rho)g}{\rho}} \quad (1-141)$$

若被测流体为气体时，由于  $\rho \ll \rho_0$ ，上式可简化为

$$u_1 = \sqrt{\frac{2R\rho_0 g}{\rho}} \quad (1-142)$$

显然，测速管所测得的是流体在管路截面上某一点的点速度，而不是管路截面上的平均速度。因此，可利用测速管测出管路截面上的速度分布。若把测速管安装在管路截面的中心处，则可测得最大流速  $u_{\max}$ ，然后根据如图 1-65 所示的  $u/u_{\max}$  与雷诺数的关系，可求得管路截面上的平均流速  $u$ ，进而计算出流体流量。

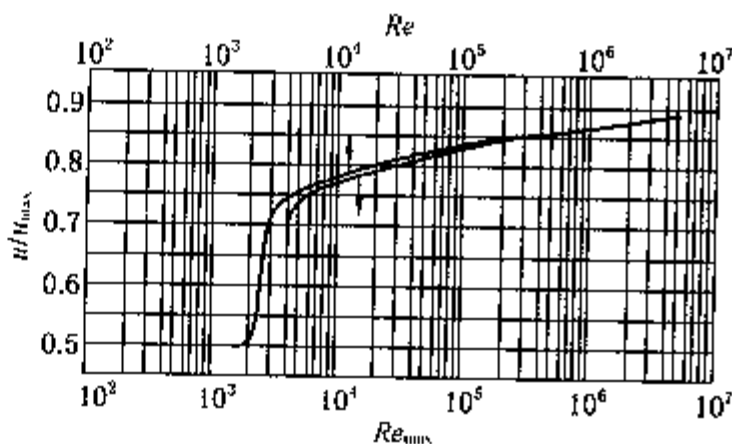


图 1-65  $u/u_{\max}$  与雷诺数的关系

图 1-65 中  $Re$  与  $Re_{\max}$  是分别以  $u$  和  $u_{\max}$  计算的雷诺数。

测速管的优点是拆卸方便, 阻力损失小, 通常用于测定大直径管路中的气体流速。测速管的测压孔小, 容易堵塞, 因此不宜用于测量含固体粒子的流体流速。为提高测速管的准确度, 测速管的测量点前、后要各有 50 倍管路直径以上长度的直管段; 内管管口必须严格地正对着流体流动方向; 测速管的直径应小于管路直径的  $1/50$ 。

【例 1-24】  $50^{\circ}\text{C}$  的空气流经内径为  $300\text{mm}$  的管道, 管中心安装了测速管。已知 U 形管压差计读数  $R$  为  $15\text{mmH}_2\text{O}$  柱, 测量点压力为  $400\text{mmH}_2\text{O}$  柱(表压)。试计算管路中空气的质量流量。

解: 标准状态下空气的密度为  $1.293\text{kg/m}^3$ , 则操作条件下空气的密度为

$$\rho = 1.293 \times \frac{273}{273 + 50} \times \frac{10332 + 400}{10332} = 1.135\text{kg/m}^3$$

已知 U 形管压差计内的指示液为水, 其密度  $\rho_0 = 1000\text{kg/m}^3$ , 压差计读数  $R = 15\text{mm} = 0.015\text{m}$ 。因测速管安装在管道中心, 则由式(1-142)可求得最大流速  $u_{\max}$  为

$$u_{\max} = \sqrt{\frac{2R\rho_0 g}{\rho}} = \sqrt{\frac{2 \times 0.015 \times 1000 \times 9.807}{1.135}} = 16.1\text{m/s}$$

由本书附录查得  $50^{\circ}\text{C}$  空气的黏度  $\mu = 1.96 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$ , 则

$$Re_{\max} = \frac{du_{\max}\rho}{\mu} = \frac{0.3 \times 16.1 \times 1.135}{1.96 \times 10^{-5}} = 2.80 \times 10^5$$

由图 1-65 查得  $u/u_{\max} = 0.84$ , 则

$$u = 0.84u_{\max} = 0.84 \times 16.1 = 13.5\text{m/s}$$

则管路中空气的质量流量为

$$\begin{aligned} W &= \frac{\pi}{4} d^2 u \rho \\ &= 0.785 \times (0.3)^2 \times 13.5 \times 1.135 \\ &= 1.08\text{kg/s} = 3.89 \times 10^3\text{kg/h} \end{aligned}$$

### 符 号 说 明

#### 英文字母

$A$ ——截面积,  $\text{m}^2$ ;  
 $b$ ——宽度,  $\text{m}$ ;  
 $C$ ——系数;  
 $C_0$ ——孔流系数;  
 $C_R$ ——转子流量计的流量系数;  
 $C_v$ ——文丘里流量计的流量系数;  
 $d$ ——管径,  $\text{m}$ ;  
 $d$ ——相对密度;  
 $d_e$ ——当量直径,  $\text{m}$ ;  
 $d_0$ ——孔径,  $\text{m}$ ;  
 $E$ ——单位质量流体的总机械能(总比能),  $\text{J/kg}$ ;

$f$ ——范宁系数;  
 $F$ ——力,  $\text{N}$ ;  
 $F_g$ ——重量,  $\text{N}$ ;  
 $g$ ——重力加速度,  $\text{m/s}^2$ ;  
 $G$ ——质量流速,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;  
 $h$ ——高度,  $\text{m}$ ;  
 $h_f$ ——直管阻力损失,  $\text{J/kg}$ ;  
 $h'_f$ ——局部阻力损失,  $\text{J/kg}$ ;  
 $H_e$ ——有效压头,  $\text{m}$ ;  
 $H_f$ ——压头损失,  $\text{m}$ ;  
 $K$ ——稠度系数,  $\text{N} \cdot \text{s}^n/\text{m}^2$ ;  
 $l$ ——长度,  $\text{m}$ ;  
 $l_e$ ——当量长度,  $\text{m}$ ;

$m$ ——质量, kg;  
 $M$ ——相对分子质量;  
 $n, n'$ ——特性指数;  
 $N_e$ ——有效功率, W;  
 $p$ ——压力(压强),  $N/m^2$ ;  
 $\Delta p_f$ ——压力损失,  $N/m^2$ ;  
 $r$ ——半径, m;  
 $r_H$ ——水力半径, m;  
 $R$ ——半径, m;  
     通用气体常数,  $J/(kmol \cdot K)$ ;  
     压差计读数, m;  
 $Re$ ——雷诺数;  
 $S$ ——两流体层间接触面积,  $m^2$ ;  
 $T$ ——热力学温度, K;  
 $u$ ——流速, m/s;  
 $u_{max}$ ——流动截面上的最大(管中心)速度, m/s;  
 $u_r$ ——流动截面上的点速度, m/s;  
 $U$ ——单位质量流体的内能, J/kg;  
 $v$ ——比体积,  $m^3/kg$ ;  
 $V$ ——体积,  $m^3$ ;  
 $V$ ——体积流量,  $m^3/s$ ;

$w_c$ ——单位质量流体所获得的外功, J/kg;  
 $W$ ——质量流量, kg/s;  
 $x$ ——液相摩尔分率;  
 $x_v$ ——体积分率;  
 $x_w$ ——质量分率;  
 $y$ ——气相摩尔分率;  
 $z$ ——高度或位压头, m。

#### 希腊字母

$\gamma$ ——绝热指数;  
 $\delta$ ——流动边界层厚度, m;  
 $\delta_b$ ——层流内层厚度, m;  
 $\varepsilon$ ——管壁绝对粗糙度, m;  
 $\zeta$ ——阻力系数;  
 $\lambda$ ——摩擦系数;  
 $\mu$ ——黏度,  $N \cdot s/m^2$ ;  
 $\mu_a$ ——表观黏度,  $N \cdot s/m^2$ ;  
 $\nu$ ——运动黏度,  $m^2/s$ ;  
 $\Pi$ ——润湿周边长度, m;  
 $\rho$ ——密度,  $kg/m^3$ ;  
 $\tau$ ——切应力,  $N/m^2$ ;  
 $\theta$ ——时间, s。

#### 参 考 文 献

- [1] 谭天恩, 麦本熙, 丁惠华编著. 化工原理(上册). 第二版. 北京: 化学工业出版社, 1990
- [2] 上海化工学院, 成都科技大学, 大连工学院编. 化学工程(第一册). 北京: 化学工业出版社, 1980
- [3] Coulson J M, Richardson J F. Chemical Engineering. Vol. 1, 3rd ed. Pergamon Press, 1977
- [4] McCabe W L, and Smith J C. Unit Operation of Chemical Engineering. 6th ed. McGraw-Hill Inc, 2001
- [5] Holland F A. Fluid Flow for Chemical Engineers, 1973
- [6] 清华大学化工传递组译. 传递过程与单元操作. 北京: 清华大学出版社, 1985

#### 习 题

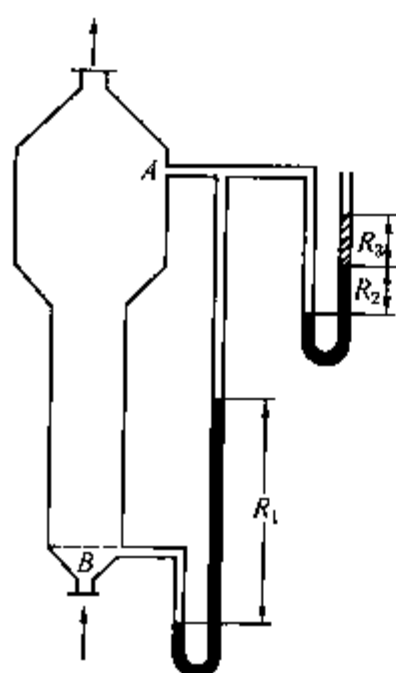
1. 若将 90kg 相对密度为 0.83 的油品与 60kg 相对密度为 0.71 的油品混合, 试求混合油品的密度。
2. 试计算空气在  $-40^\circ\text{C}$  和 41kPa(真空度)下的密度, 大气压力为  $1.013 \times 10^5 \text{ Pa}$ 。
3. 燃烧重油所得的燃烧气, 经分析得知其中含 8.5%  $\text{CO}_2$ , 7.5%  $\text{O}_2$ , 76%  $\text{N}_2$ , 8%  $\text{H}_2\text{O}$  (均系体积分率)。试求温度为  $500^\circ\text{C}$ 、压力为  $1.013 \times 10^5 \text{ Pa}$ (绝压)时, 该混合气体的密度。
4. 烟道气的组成约为含 13%  $\text{CO}_2$ , 11%  $\text{H}_2\text{O}$ , 76%  $\text{N}_2$  (均系体积分率), 计算  $400^\circ\text{C}$  时常压烟道气的黏度。
5. 液体混合物的组成为乙烷 40% 和丙烯 60% (均为摩尔分率), 计算此液体混合物在

-100℃时的黏度。已知乙烷和丙烯在-100℃时的黏度分别为0.19mPa·s和0.26mPa·s。

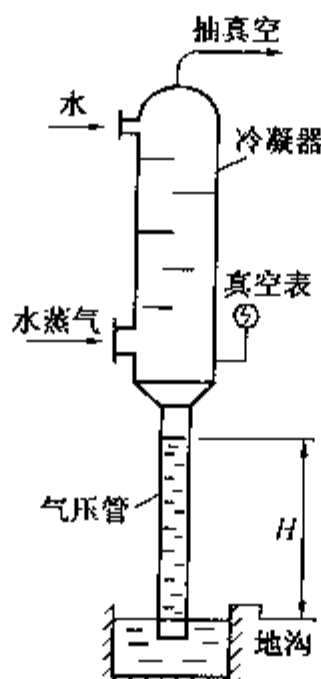
6. 某流化床反应器上装有两个U形管压差计，如本题附图所示。测得  $R_1 = 400\text{mm}$ ， $R_2 = 50\text{mm}$ ，指示液为汞。为防止汞蒸气向空间扩散，在右侧的U形管与大气连通的玻璃管内装入一段水，其高度  $R_3 = 50\text{mm}$ 。试求A、B两处的表压力。

7. 如本题附图所示的汽液直接接触混合式冷凝器，水蒸气被水冷凝后的凝液和水一起沿气压管流入敞口水池并连续排至地沟。冷凝器上真空表的读数为80kPa，大气压力为98kPa。为了防止水池中的水倒流到冷凝器，试问气压管内的液柱高度  $H$  应不小于多少m。（气压管及其出口的阻力损失可忽略不计）。

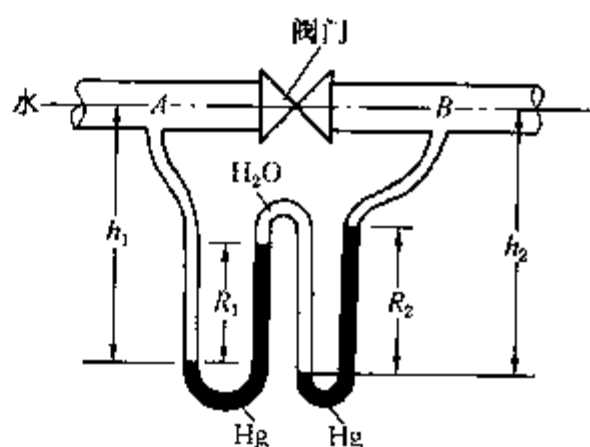
8. 用一多U形管压差计测定水流管路中A、B两点的压差，压差计的指示液为汞，两段汞柱之间充满水，如本题附图所示。今测得  $h_1 = 1200\text{mm}$ ， $h_2 = 1300\text{mm}$ ， $R_1 = 900\text{mm}$ ， $R_2 = 950\text{mm}$ ，试问A、B两点间的压差  $\Delta p$  为多少Pa？



习题6 附图



习题7 附图



习题8 附图

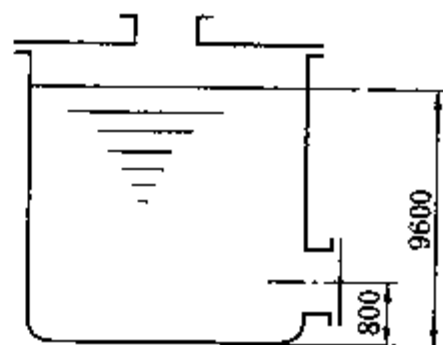
9. 用如图1-13所示的双液体微差压差计来测量输送甲烷管路中某一段的压差，压差计读数为200mm，压差计中的双指示液为四氯化碳和水，相对密度分别为1.6和1.0，U形管内径为6mm，扩大室直径为60mm，试求该段压差  $\Delta p$  为多少mmH<sub>2</sub>O。

- (1) 忽略扩大室中液面变化；
- (2) 考虑扩大室中液面变化；
- (3) 两种情况下的测量误差为多少？

10. 在如本题附图所示的贮油罐中装有密度为960kg/m<sup>3</sup>的油品，油面距罐底的高度为9.6m，油面上方为常压。在罐侧壁的下部有一直径为760mm的人孔，其中心距罐底800mm，人孔盖用14mm的钢制螺钉紧固。若螺钉材料的工作应力取为39.23MPa，问至少需要几个螺钉？

11. 密度为910kg/m<sup>3</sup>的原油经过管径为 $\phi 108\text{mm} \times 4\text{mm}$ 的管道流动，流速为0.85m/s。试求原油的体积流量(m<sup>3</sup>/h)、质量流量(kg/h)和质量流速[kg/(m<sup>2</sup>·s)]。

12. 某厂用 $\phi 114\text{mm} \times 4.5\text{mm}$ 的钢管输送压力  $p = 2.0\text{MPa}$  (绝压)、温度为20℃的空气，流量为6300m<sup>3</sup>/h (标准状况)。试求空气在管道中的流速、质量流速和质量流量。



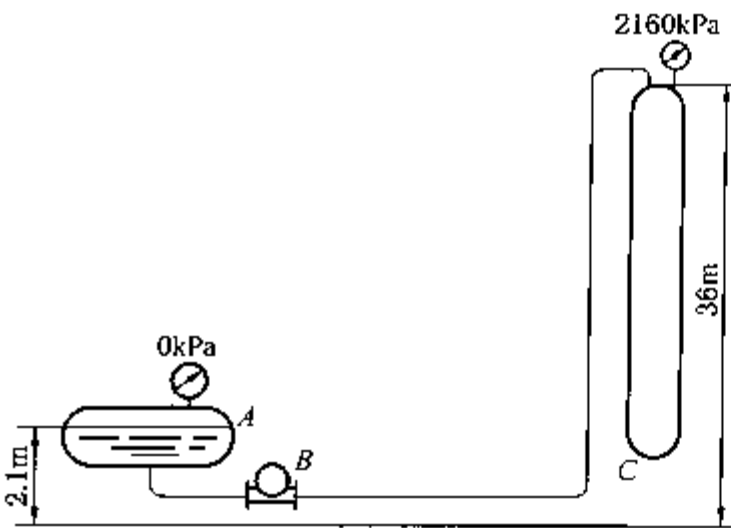
习题10 附图



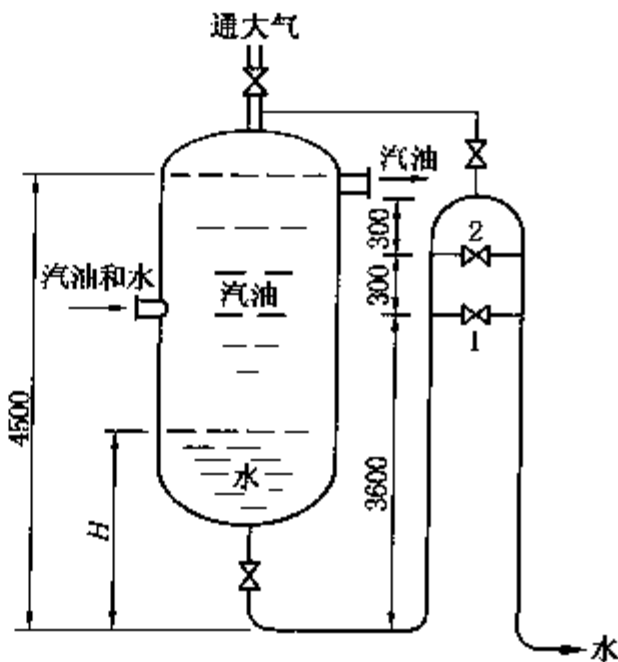
13. 从容器 A 用泵 B 将密度为  $890\text{kg/m}^3$  的油品输送到塔 C 顶部。容器内与塔顶的表压力如本题附图所示，管子的规格为  $\phi 114\text{mm} \times 4\text{mm}$ 。油品的输送流量为  $5.4 \times 10^4\text{kg/h}$ ，输送管路的全部阻力损失为  $122\text{J/kg}$ ，试求泵的有效功率。

14. 如图 1-52 所示，从敞口高位槽向精馏塔供料，高位槽内液面维持不变，塔进料口处的压力为  $40\text{kPa}$  (表压) 原料液的密度为  $890\text{kg/m}^3$ ，管子直径为  $\phi 60\text{mm} \times 3\text{mm}$ ，从高位槽至塔的进料管入口处的阻力损失为  $22\text{J/kg}$ 。试问要维持  $14\text{m}^3/\text{h}$  的进料量，高位槽中的液面须高出塔的进料口多少 m?

15. 如本题附图所示，油水分分离器中的油水分界面借助于  $\Pi$  形管来维持和调节。汽油的密度为  $780\text{kg/m}^3$ ，水的密度为  $996\text{kg/m}^3$ 。试分析和计算：



习题 13 附图



习题 15 附图

(1) 分离器中的油水分界面高度  $H$  与分离器的直径、油水混合液的处理量、油水混合液中水的含量、汽油密度、 $\Pi$  形管的直径和高度有何关系。

(2) 如阀 1 和阀 2 均关闭时，油水分界面的高度  $H$  为多少米 (忽略  $\Pi$  形管内的阻力损失)?

(3) 如打开阀 2 时， $H$  为多少米 (忽略  $\Pi$  形管内的阻力损失)?

(4) 如水在  $\Pi$  形管内的流动阻力损失为  $\Sigma h_f = 0.2\text{J/kg}$  时，重新计算 (2) 和 (3) 的内容。

16. 如本题附图所示，为丙烯精馏塔的回流系统，即回流罐内的丙烯通过回流管返回至精馏塔顶。精馏塔顶的操作压力为  $1.3\text{MPa}$  (表压)，回流罐内液面上方压力为  $2.0\text{MPa}$  (表压)。塔内回流管口距回流罐内液面的垂直距离为  $30\text{m}$ ，回流管内径为  $140\text{mm}$ ，丙烯精馏塔的回流量为  $4 \times 10^4\text{kg/h}$ ，丙烯的密度为  $600\text{kg/m}^3$ ，回流管路的全部阻力损失为  $150\text{J/kg}$ 。试问将丙烯从回流罐送到精馏塔顶是否需要泵?

17. 如本题附图所示，打开阀 C 和阀 D，将贮槽 A 中的  $\text{NaOH}$  和  $\text{NaCl}$  的混合水溶液放入反应槽 B 中，问贮槽 A 中的液面从  $3\text{m}$  降至  $0.3\text{m}$  需要多少时间? 已知贮槽 A 和反应槽 B 的直径均为  $2\text{m}$ ，管路尺寸为  $\phi 32 \times 2.5\text{mm}$ ，溶液在管路中的瞬时流速  $u = 0.7 \sqrt{\Delta z}\text{m/s}$ ，式中  $\Delta z$  为该瞬时两槽的液面高度差。

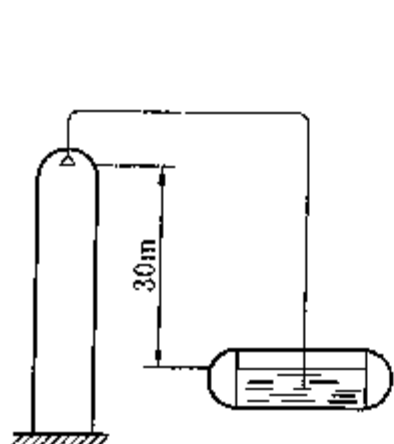
18. 试计算下列流体在  $\phi 57\text{mm} \times 3.5\text{mm}$  的直管内流动时，保持层流状态允许的最大平均流速。

(1)  $20^\circ\text{C}$  的水;

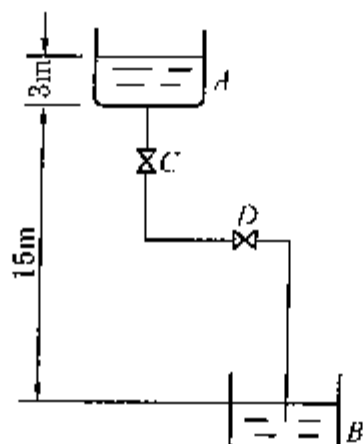
(2) 黏度为  $35\text{mPa}\cdot\text{s}$  及相对密度为  $0.963$  的重油;

(3)  $20^\circ\text{C}$  和  $0.1\text{MPa}$  下的空气。

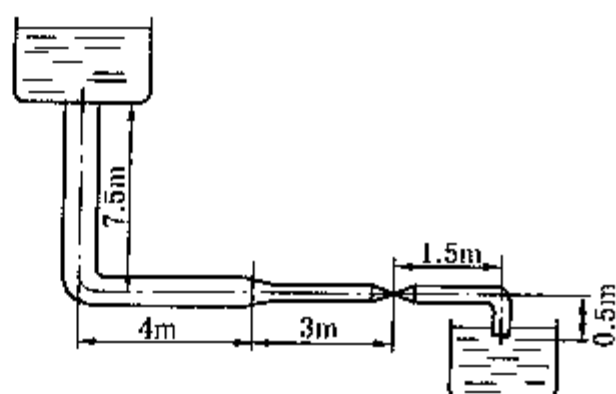
19. 求如本题附图所示  $20^\circ\text{C}$  水稳定流动管路的阻力损失  $\Sigma h_f(\text{J/kg})$ 。大、小管的管径分别为  $\phi 57\text{mm} \times 2.5\text{mm}$  和  $\phi 32\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ , 绝对粗糙度均为  $0.5\text{mm}$ , 管路中装有一个全开截止阀, 水在大管中的流速为  $0.5\text{m/s}$ , 其他有关数据如附图所示。



习题 16 附图

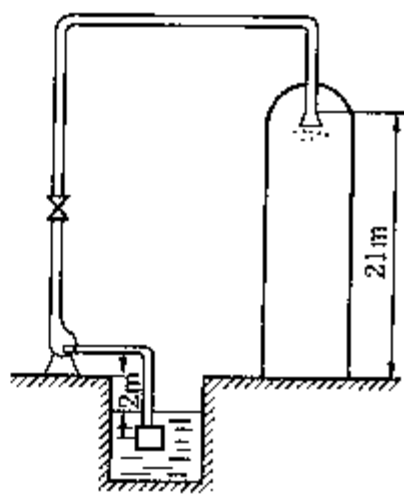


习题 17 附图



习题 19 附图

20. 用泵将冷却水从水池输送到冷却塔, 已知从水池到泵的吸入口管路的管径为  $\phi 114\text{mm} \times 4\text{mm}$ 、长度为  $10\text{m}$ , 在吸入段管路上有 1 个  $90^\circ$  标准弯头、1 个吸滤底阀; 从泵的出口到冷却塔顶喷嘴的管路的管径为  $\phi 88.5\text{mm} \times 4\text{mm}$ 、长度为  $36\text{m}$ , 在排出段管路上有 2 个标准  $90^\circ$  弯头 1 个  $1/2$  开度的闸阀。已知水温为  $20^\circ\text{C}$ , 塔内压力为  $69\text{kPa}$  (表压), 喷嘴进口处的压力比塔内压力高  $10\text{kPa}$ , 输送管道的绝对粗糙度均为  $0.2\text{mm}$ , 其他数据如本题附图上所示。要求水的流量为  $56\text{m}^3/\text{h}$ , 求泵所需的有效功率  $N_e$ 。



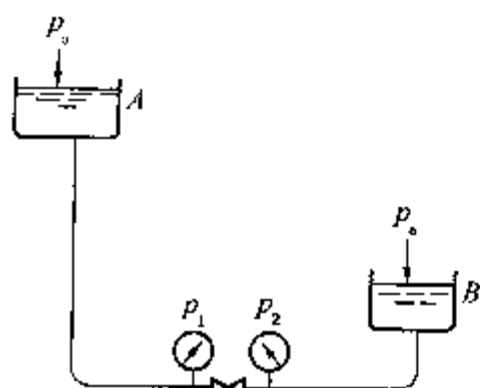
习题 20 附图

21. 一定流量的液体在圆形直管内作层流流动。若管长和液体物性不变, 而管径减至原来的  $1/2$ , 问阻力损失为原来的多少倍?

22. 液体在光滑圆形直管内作湍流流动。若液体的物性、管长和管径均不变, 而流量增至原来的 2 倍, 问阻力损失为原来的多少倍 (设两种情况下, 雷诺数均在  $3 \times 10^3 \sim 1 \times 10^5$  范围内)?

23. 有一管壳式换热器, 外壳内径为  $300\text{mm}$ , 内装有 60 根管径为  $\phi 25\text{mm} \times 2\text{mm}$  的光滑管组成的管束。空气以  $3000\text{m}^3/\text{h}$  的流量在管外平行流过, 空气的平均温度为  $30^\circ\text{C}$ , 换热器长度为  $4\text{m}$ 。试估算空气通过换热器时的压力降。

24. 用泵将密度为  $820\text{kg}/\text{m}^3$ 、黏度为  $80\text{mPa}\cdot\text{s}$  的燃料油通过管径为  $\phi 89\text{mm} \times 4.5\text{mm}$  的钢管输送到油罐。管路的直管长度为  $520\text{m}$ , 管路上有 2 个全开闸阀, 6 个  $90^\circ$  标准弯头, 油从油罐的侧面进入。当燃料油的流量为  $6.5\text{m}^3/\text{h}$  时, 整个管路的能量损失和压力降为多少?



习题 25 附图

25. 如本题附图所示, 黏度为  $30\text{mPa}\cdot\text{s}$ 、密度为  $900\text{kg}/\text{m}^3$  的液体自容器 A 流过内径为  $40\text{mm}$  的管路进入容器 B。两容器均为敞口, 其中液面恒定。管路中有一阀门, 阀前管长  $50\text{m}$ , 阀后管长  $20\text{m}$  (均包括局部阻力的当量长度)。当阀门全关闭时, 阀前、阀后的压力表上读数分别为  $88\text{kPa}$  和  $44\text{kPa}$ 。现将阀门开至  $1/4$  开度, 此时阀门的当量长度为

30m，试求：

- (1) 管路的流量；
- (2) 阀前、阀后压力表上的读数如何变化，为什么？

26. 如本题附图所示，由内径为 4m、高度为 3.5mm 的敞口高位槽经管径为  $\phi 60\text{mm} \times 3.5\text{mm}$  的管路供水系统，总管长(包括局部阻力的当量长度)为 80m，管壁绝对粗糙度  $\varepsilon = 0.1\text{mm}$ ，即相对粗糙度  $\varepsilon/d = 0.1/53 = 0.0019$ 。水的温度为  $20^\circ\text{C}$ 。试求(计算中忽略动能项)：

- (1) 当维持高位槽内水面恒定时，水的流量为多少？
- (2) 如欲使水的流量提高 1 倍，问应该增大管径还是增加高位槽高度呢？进行利弊分析，并选定方案进行具体计算(设管壁相对粗糙度仍取 0.0019)；
- (3) 如果停止给高位槽补充水，高位槽内的水能维持多长的供水时间(h)？

27. 用泵将  $20^\circ\text{C}$  的液体苯从贮罐输送到反应器，经过管路布置可知，直管长度为 42m，管路上有 2 个  $90^\circ$  标准弯头，1 个半开的闸阀。管路出口在贮罐内液面以上 12m。贮罐与大气相通，反应器在 0.50MPa(表压)下操作。苯的流量为  $30\text{L}/\text{min}$ ，试设计管径，并计算泵的有效功率  $N_e$ 。

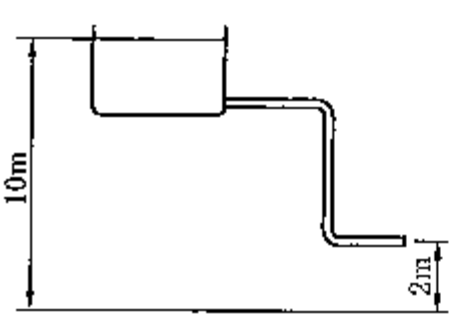
28. 如本题附图所示的供水系统，管路总长为 200m(包括局部阻力损失的当量长度)，水塔内的液面高于出水口 15m，水温  $25^\circ\text{C}$ ，如果要求供水流量为  $120\text{m}^3/\text{h}$ ，试计算输水管道的直径。

29. 有一水平输送原油的管路，管径为  $\phi 299\text{mm} \times 12\text{mm}$ ，总长度为 42m。原油的流量为  $62.5\text{m}^3/\text{h}$ ，密度和黏度分别为  $910\text{kg}/\text{m}^3$  和  $300\text{mPa} \cdot \text{s}$ ，管路两端压差保持不变，试问：

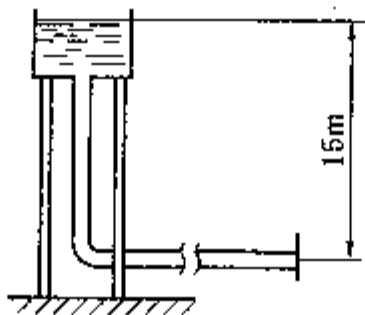
- (1) 在管路下游 1/3 处并联一条同样直径的管子时，原油输送流量会增加到多少？
- (2) 欲使原油流量增加 50%，需要并联多长的管子？

30. 如本题附图所示为一供水系统，高位槽内的水面维持恒定。AB 管段、BC 管段和 BD 管段的内径分别为 41mm、25mm 和 32mm；它们的管长分别为 6m、15m 和 24m。上述管长均包括各种局部阻力的当量长度，分流点 B 处的能量损失可以忽略不计。全部管路的摩擦系数均可取 0.03，且不变化。水的密度和黏度分别为  $1000\text{kg}/\text{m}^3$  和  $1\text{mPa} \cdot \text{s}$ 。试计算：

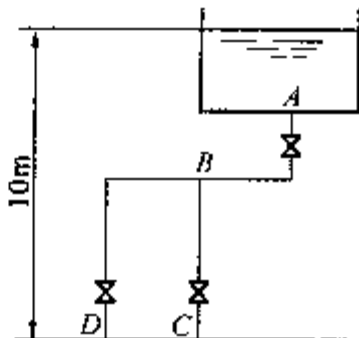
- (1) BC、BD 两支管路的流量为多少；
- (2) 当 BD 支路上的阀门关闭时，BC 支路的水流量为多少。



习题 26 附图



习题 28 附图

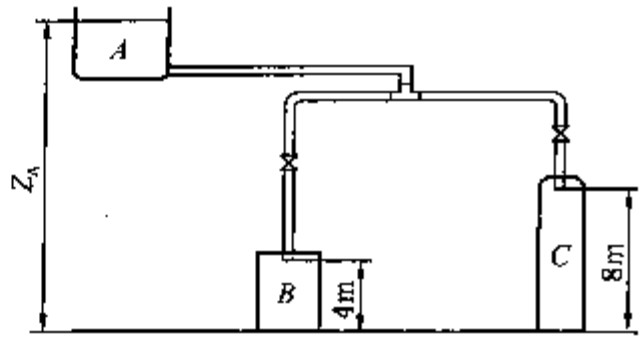


习题 30 附图

31. 如本题附图所示， $20^\circ\text{C}$  的软化水由高位槽 A 分别流入反应器 B 和吸收塔 C 中，反应器 B 内压力为 50kPa(表压)，吸收塔 C 中的真空度为 10kPa。总管路  $\phi 57\text{mm} \times 3.5\text{mm}$ ，管长为  $(20 + Z_A)\text{m}$ ，通向反应器 B 的支管路  $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ ，管长为 15m。通向吸收塔 C 的支管路为  $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$  管长为 20m(以上各管长中均包括各种局部阻力的当量长度)。所有管道皆为无缝钢管，其绝对粗糙度  $\varepsilon$  可取 0.15mm。如果要求向反应器 B 供水的流量为

0.314kg/s, 向吸收塔 C 供水的流量为 0.471kg/s, 问高位槽内液面至少要高于地面多少米?

32. 用压缩机将温度为 20℃、流量为 1200m<sup>3</sup>/h (标准状态), 体积组成为 8% H<sub>2</sub>、33.9% CH<sub>4</sub>、22.6% C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>、21.6% C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> 和 13.9% C<sub>4</sub>H<sub>10</sub> 的燃料气排送到炼油车间供加热炉燃烧。输气管径为 φ127mm × 6mm, 管路总长 (包括局部阻力的当量长度) 为 1500m, 管壁粗糙度取 0.2mm。进炉前气体的压力为 0.2MPa (绝压), 试计算压缩机出口处的压力。



习题 31 附图

33. 30℃ 的空气从风机送出后流经一段内径为 200mm、长度为 20m 的管路, 然后分流流经内径均为 150mm 的两支管路组成的并联管路, 两支并联管路的长度分别为 40m 和 80m; 汇合后又流经一段内径为 200mm、长度为 30m 的管路, 最后排到大气。若空气在内径为 200mm 的管内流速为 10m/s, 求在两支并联管路内的流速各为多少, 风机出口的空气压力为多少?

34. 20℃ 的水在 φ88.5mm × 4mm 的管内流动, 水的流量为 10m<sup>3</sup>/h。在管路中装有一孔径 d<sub>0</sub> 为 25mm 的标准孔板, 试计算 U 形管压差计的读数 (mmHg) 及孔板的永久压力降。

35. 在 φ160mm × 5mm 的空气管路上安装有一孔径为 75mm 的标准孔板, 孔板前空气压力为 1.2 × 10<sup>5</sup>Pa 绝压, 温度为 25℃。问当 U 形管压差计的读数为 145mmH<sub>2</sub>O 时, 流经管道的空气质量流量为多少?

36. 在 φ108mm × 4mm 的输送轻油管路上, 安装了一个标准孔板流量计以测量轻油的流量。已知孔板的孔径为 60mm, 在操作温度下轻油的密度和运动黏度分别为 770kg/m<sup>3</sup> 和 1 × 10<sup>-6</sup>m<sup>2</sup>/s。当 U 形管压差计读数为 1250mmH<sub>2</sub>O 时, 轻油的体积流量和质量流量各为多少? 当流量系数 C<sub>0</sub> 为常数时, U 形管压差计的最小读数 R<sub>min</sub> 为多少?

37. 转子流量计出厂时以 20℃ 和 1.013 × 10<sup>5</sup>Pa 条件下的空气进行标定的, 现用来测定密度为 0.96kg/m<sup>3</sup> 的裂解气的流量, 当读数为 40m<sup>3</sup>/h 时, 裂解气的流量为多少 m<sup>3</sup>/h?

38. 在 φ325mm × 8mm 的输送空气管道中心安装了一个测速管, 空气的温度为 21℃, 压力为 1.013 × 10<sup>5</sup>Pa (绝对压力)。用一微差压差计测定压差, 指示液为油和水, 其密度分别为 835kg/m<sup>3</sup> 和 1000kg/m<sup>3</sup>。当压差计读数为 50mm 时, 空气的质量流量为多少?

## 第二章 流体输送机械

流体在流动过程中，由于流动阻力将损失部分机械能。因此，按生产所需要的流量，将流体从一处送到另一处，无论是将流体由总比能低处送到总比能高处，还是仅克服流动阻力，都必须向流体提供机械能。这个目的可以借助于流体输送机械对流体做功（即柏努利方程式中的外功或有效功  $w_e$ ）来实现，对流体做功后的直接表现是在输送机械出口处流体压力能增大。增大后的压力能在输送过程中消耗于克服流动阻力或同时部分地转变为位能、动能等机械能。当然，流体输送机械又需要外来的动力驱动。

在生产实际中，被输送的流体种类很多，流体的性质千差万别；在不同的场合下，流体的流量、压力、温度等操作条件也相差悬殊。为适应这些不同的要求，就需要各种不同结构和特性的输送机械。

由于气体和液体具有不同的特性，如气体具有压缩性，在输送过程中，会因压缩或膨胀而引起温度和密度的显著变化。因此，气体输送机械与液体输送机械在结构上和性能方面也就各有特点。通常，把用于输送液体的机械称为泵，把输送气体的机械称为通风机、鼓风机和压缩机。

本章主要讨论炼油和石油化工工程中常用的流体输送机械的结构特点和主要部件、工作原理及性能参数、选用原则和操作方法等。至于流体输送机械的详细结构和设计计算，则属于机械工程领域，不在本书讨论范围之内。

### 第一节 液体输送机械

#### 一、分类

液体输送机械——泵的分类方法很多，按其结构特征和工作原理，主要可分为两大类：

1. 叶片式泵 这类泵靠高速旋转的叶轮对液体做功，使液体的机械能增大，如各种离心泵、旋涡泵、轴流泵等。

2. 容积式（正位移）泵 这类泵利用往复运动的活塞或旋转的转子改变工作室容积，挤压液体，对液体做功，使液体的机械能增大，如往复泵、齿轮泵、螺杆泵等。

由于离心泵结构简单，易于制造，流量平稳，适应性强，操作方便，在炼油和石油化工生产中应用十分广泛，因此本章重点讨论离心泵。

#### 二、离心泵

##### （一）离心泵的结构和主要部件

离心泵主要由吸入管、排出管和泵体组成，图 2-1 为一单级离心泵装置的简图。

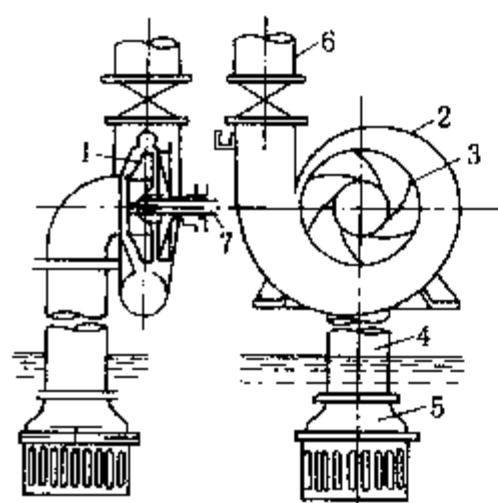


图 2-1 离心泵装置简图

1—叶轮；2—泵壳；3—叶片；4—吸入管；  
5—底阀；6—排出管；7—泵轴

离心泵主体分为转动部分和固定部分。转动部分包括叶轮和泵轴；固定部分包括泵壳、导轮、密封装置和轴承。此外还有轴向推力的平衡装置。

### 1. 叶轮

离心泵的叶轮通常由 6 至 8 片，最多 12 片弯曲的叶片和轮盖所组成，叶轮安装在泵轴上，并放在蜗形泵壳内。叶轮是离心泵直接对液体做功的部件，因而是离心泵的核心部件。叶轮通常有三种类型，如图 2-2 所示。

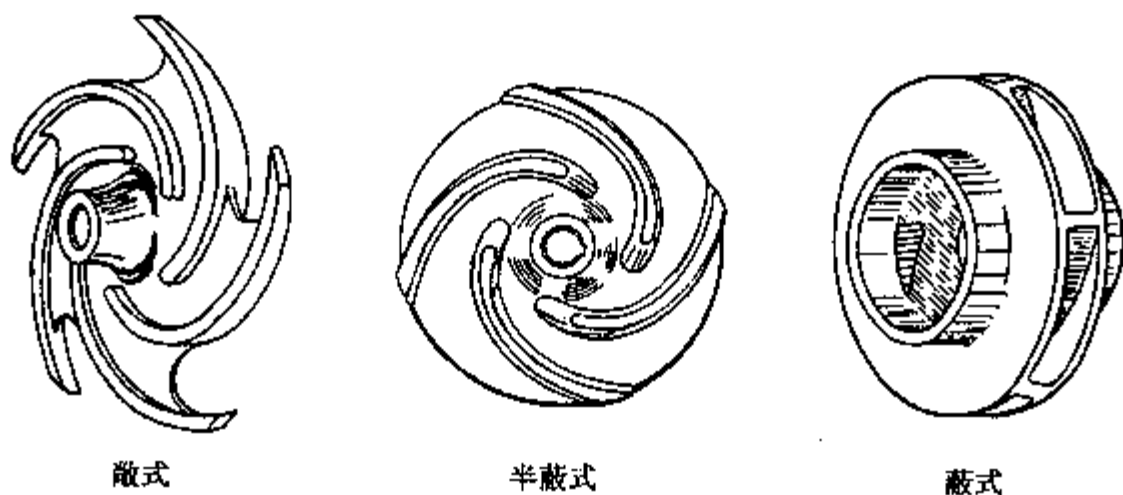


图 2-2 叶轮的类型

(1) 敞式叶轮 敞式叶轮的叶片两侧均无轮盖，结构简单，制造容易，清洗方便。但由于叶轮与泵壳不能很好的密合，液体易发生倒流，故其效率较低。装有这种类型叶轮的离心泵适用于输送浆料和含有固体悬浮物的液体，不易堵塞。

(2) 半蔽式叶轮 这种叶轮在靠吸液口一侧没有前轮盖，而在另一侧有后轮盖，其结构也比较简单，也适用于输送悬浮液，效率也比较低。

(3) 蔽式叶轮 这种叶轮其叶片两侧有前后轮盖，适用于输送不含杂质的清洁液体。蔽式叶轮的结构比较复杂，造价较高，但效率也高，所以一般离心泵多采用这种类型的叶轮。

叶轮不仅有以上三种类型，而且为适应输送流体流量的大小，离心泵的吸液方式也有两种，即从叶轮一侧吸液的为单吸式，如图 2-3(a) 所示；从叶轮两侧吸液的为双吸式，如图 2-3(b) 所示。为此，离心泵也可分为单吸离心泵和双吸离心泵，双吸离心泵用于输送液体流量很大的情况。

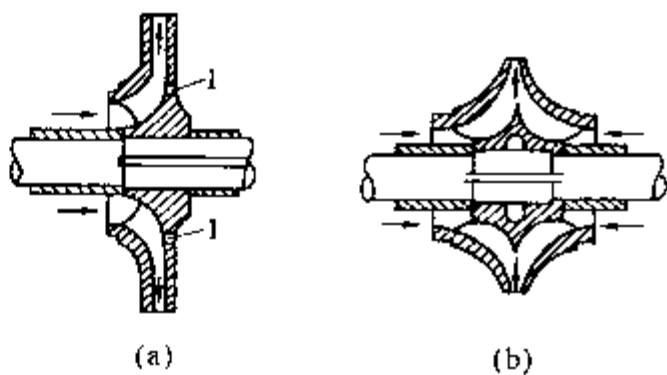


图 2-3 吸液方式

(a) 单吸式；(b) 双吸式

### 2. 泵轴

泵轴是传递机械能的主要部件，它在转动时承受很大的扭矩，其直径是根据扭曲产生的最大剪切应力设计的。

泵轴与叶轮的装配方式，一般有两种：

(1) 悬臂式 用于小型离心泵，是将叶轮固定在泵轴的一端，并通过键或叶轮与泵轴的螺栓连接来传递扭矩。

(2) 单梁式 用于大型离心泵或多级离心泵，将叶轮固定在泵轴的中间，主要用平键来传递扭矩。

### 3. 泵壳

离心泵的泵壳(亦称泵体)多做成蜗壳形，其特点是沿着叶轮旋转方向，泵壳与叶轮之间形成一个截面逐渐扩大的通道，直至出口截面最大。这样就会使从叶轮四周甩出的高速液



体在通道内逐渐降低速度，使液体的大部分动能转换为压力能，又可减少液体因速度过大而引起泵体内部的能量损失。因此，泵壳既可将叶轮封闭在一定的空间，以便叶轮吸入和排出液体，又是一个汇集液体和能量转换的装置。如图 2-1 所示，泵壳上有两个接口，一个在泵壳中央为吸入口，它与吸入管 4 相接，吸入管另一端装有底阀 5；另一个接口位于泵壳外缘，切线方向为排出口，它与排出管 6 相接。

#### 4. 导轮

有些离心泵为了减少液体进入蜗壳时发生剧烈碰撞，在叶轮外周还安装一个带叶片的固定导轮，如图 2-4 所示。导轮上叶片的弯曲方向与叶轮上的叶片的弯曲方向相反，其弯曲角度恰好与液体从叶轮流出方向相适应，这样导轮就具有许多逐渐转向的流道，使高速液体流过时，能均匀而平缓地降低流速，调整流向，以减少机械能损失。

#### 5. 轴封装置

泵轴与泵壳之间的密封称为轴封，其作用是防止泵体内高压液体从泵壳内沿轴漏出，或者外界空气沿轴漏入泵体内，以保证泵正常而高效的运转。常用的轴封装置有填料密封和机械密封。

(1) 填料密封 填料密封装置称为填料函，俗称盘根箱，如图 2-5 所示。它主要由填料套、填料环、填料、压盖等组成。填料一般采用浸油或涂石墨的石棉绳或包有抗磨金属的石棉填料。填料密封主要靠压盖把填料压紧，并迫其变形，以达到密封的目的，故密封的程度可由压盖的松紧加以调节。压盖的松紧程度要适当，过紧会增加机械磨损，增加功率消耗，甚至会发热、冒烟，直到烧坏零件；过松则漏液严重，降低效率。

填料密封的优点是简单易行，缺点是维修工作量大，能量损失大，且有一定程度的泄漏，故不适用于易燃、易爆、有毒或贵重液体输送时的密封。

(2) 机械密封 图 2-6 所示为机械密封装置。它是由一个装在轴上的动环 6 和固定在泵壳上的静环 7 所组成。两环的接触端面随着泵的运转而作相对运动时，借助弹簧力的作用相互贴紧而起密封作用，因而机械密封又称端面密封。动环一般用硬质材料制成，如高硅铸铁、硬质合金和陶瓷等；因静环易于更换，所以一般用硬度较小的非金属材料制成，如石墨

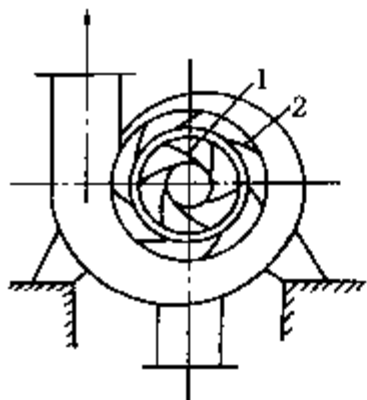


图 2-4 泵壳与导轮  
1—叶轮；2—导轮

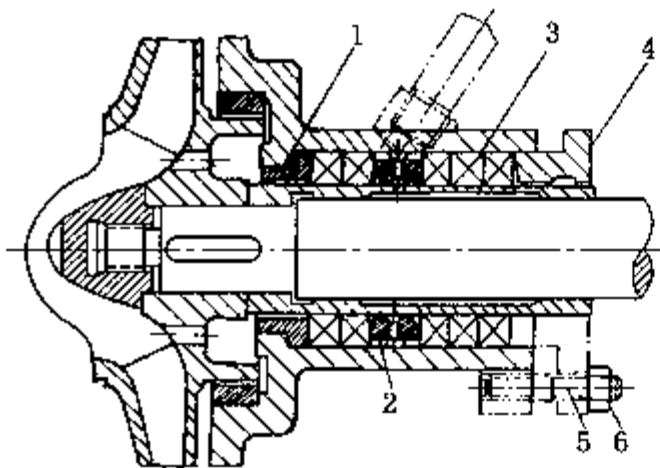


图 2-5 填料密封  
1—填料套；2—填料环；3—填料；  
4—填料压盖；5—长扣双头螺栓；6—螺母

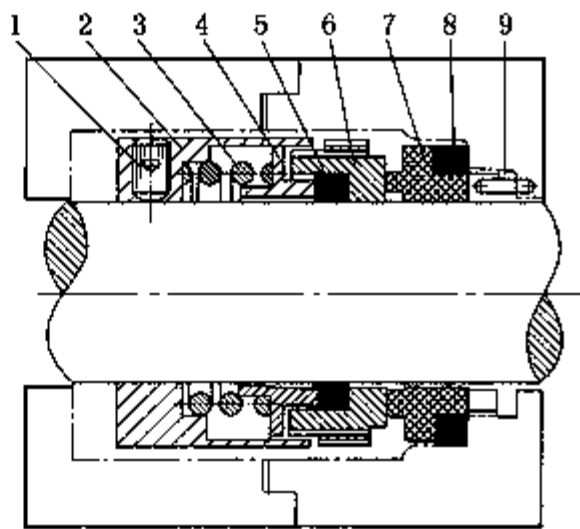


图 2-6 机械密封  
1—传动螺钉；2—传动座；3—弹簧；4—推环；  
5—动环密封圈；6—动环；7—静环；  
8—静环密封圈；9—防转销



制品、酚醛塑料等。动环和静环的密封圈常用合成橡胶或塑料制成，如丁腈橡胶、聚四氟乙烯等。

机械密封与填料密封相比较，其缺点是结构复杂、精度要求高、价格贵、装卸和更换零件不方便等；但由于它具有密封性能好、寿命长、功率消耗小等优点，在炼油和石油化工工程中的应用日益广泛，特别是在输送有爆炸危险或有毒液体时能保证安全。

6. 轴承

在现代化的离心泵中，为了承受径向负荷，通常采用带油环的滑动轴承或滚动(滚珠或滚柱)轴承。有时为了承受轴向推力，也采用轴向止推轴承。所有轴承的工作温度不得超过60℃。

7. 轴向推力平衡装置

由图2-7可知，在单吸式离心泵中，液体在低压下进入叶轮，而在高压下从叶轮流出。如果在叶轮与泵壳之间充满液体，由于叶轮的前轮盖与后轮盖的面积不相等，因此叶轮两侧的作用力也就不相等。这样，叶轮将受到一个力，将其推向吸入口一侧，这个力叫做轴向推力。如果不消除或平衡掉这个轴向推力，泵的转动部件将会发生轴向窜动，从而引起叶轮的振动和磨损，使泵不能正常运转。因此，必须采取措施以平衡轴向推力。常见的平衡轴向推力的方法有下列几种：

(1) 平衡孔 在叶轮的后轮盖上开几个小孔(即平衡孔)，如图2-3(a)中1所示，使部分高压液体漏到低压区，从而减小轴向推力。但这种方法会降低泵的效率。

(2) 平衡管 现代单级泵常采用特殊的减压管，即在泵壳上接一根小管通到泵的吸入口，使叶轮两侧的压力基本平衡。这种方法也会降低泵的效率。

(3) 平衡盘 如图2-8是平衡盘的一种，主要用于多级离心泵，平衡盘设在最后一级叶轮的后面，它由平衡室、平衡盘、平衡环和连接管等组成。平衡盘与叶轮固定在泵轴上，不但随轴一起旋转，还能随轴作一定限度的轴向移动。平衡盘与泵体间有一轴向间隙，当泵工作时，由于平衡盘左边的液体与泵出口连通，压力较高；而平衡盘右边的平衡室内的液体与泵入口相通，压力较低。由于平衡盘两侧所受的压力不等，便产生一个由左向右作用于平衡盘的平衡力，平衡力的方向与轴向推力相反。当平衡力与轴向推力的大小相等时，泵轴不会窜动，从而保持正常运转。

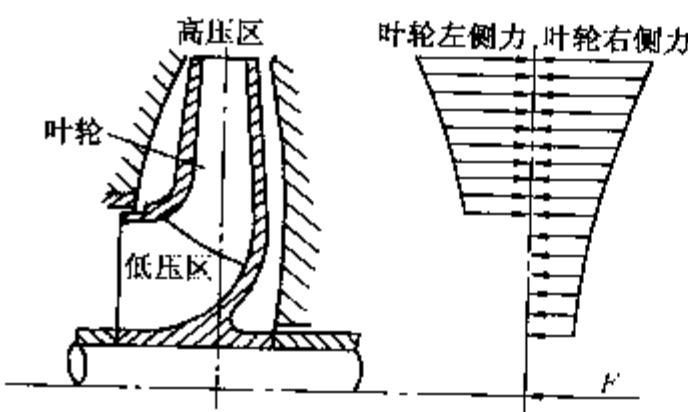


图 2-7 离心泵轴向推力示意图

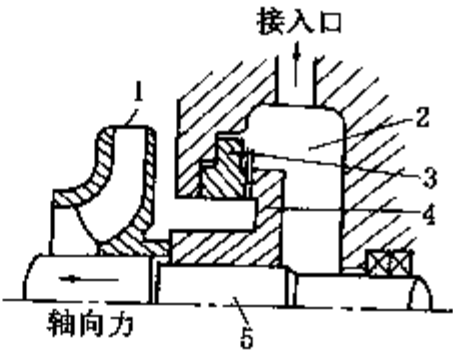


图 2-8 平衡盘装置示意图  
1—末级叶轮；2—平衡室；3—轴向间隙；  
4—平衡盘；5—泵轴

当轴向推力的大小随生产条件的改变而变化时，平衡装置会自动调整平衡力的大小，使之与轴向推力达到新的平衡。因平衡盘两侧的压力差随轴向间隙的大小而变，轴向间隙增大，漏入平衡室的高压液体的流量也增加，平衡盘两侧的压力差变小，平衡力随之减小；相反，轴向间隙减小，漏入平衡室的高压液体的流量减小，平衡盘两侧的压力差增大，平衡力

也随之增大。所以，当轴向推力增大破坏了平衡时，平衡盘连同整个叶轮组合向左移动。这样使轴向间隙减小，平衡力增大，直到达到与轴向推力相等时，平衡盘和叶轮组才停止左移。当轴向推力减小破坏了平衡时，平衡盘向右移动，直到达到新的平衡为止。

这种平衡轴向推力的装置结构比较简单，其缺点是轴向间隙的要求较高，允许变化范围很小，且由于间隙处漏液，会使效率降低。

另外，将双吸式离心泵或多级离心泵的叶轮对称地排列也是平衡轴向推力的方法。

## (二) 离心泵的工作原理

如图 2-9 所示，当用电动机带动叶轮高速旋转时，迫使叶片之间的液体随叶轮一起旋

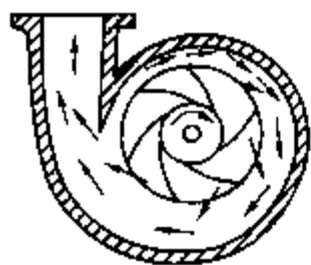


图 2-9 液体在泵内的流动

转，同时因离心力的作用，使液体从叶轮中心向叶轮外缘流动。在此过程中，叶轮对液体做功，液体获得了能量，提高了压力能，同时也具有很大的动能，并以高速离开叶轮进入蜗形泵壳。液体进入蜗形通道后，由于流道的截面积逐渐扩大，则液体流速逐渐降低，使其大部分动能转换为压力能，于是液体以较高的压力进入排出管。当液体从

叶轮中心被甩出后，叶轮的入口处就形成了低压区，与吸入端贮液槽液面形成一定的总比能差，在此总比能差的作用下，液体经底阀、吸入管进入泵内，填补了液体被甩出后的空间。这样，只要叶轮不停地旋转，液体就源源不断地吸入和排出。

## (三) 离心泵特性的理论分析

离心泵特性是指离心泵的压头、功率和效率等参数与流量之间的关系。柏努利方程式中的  $H_c = w_c/g$  是某一液体流动管路需要泵所提供的有效压头，只有泵所提供的压头  $H$  满足管路所需要的有效压头  $H_c$ ，才能达到按需要输送液体的目的。而泵所能提供的压头，一方面反映泵本身的特性，另一方面与泵的结构特点、尺寸及转速等有密切关系。因此，首先从理论上分析泵产生的压头与其结构、尺寸及转速之间的关系，分析在条件改变时压头的变化规律，然后结合实际估计泵的压头大小。

### 1. 几个速度和角度的概念

(1) 圆周速度  $u$  液体在叶片的推动下随叶轮作圆周运动，并且在同一半径的圆周上，任一液体质点的圆周速度是相同的。当直径为  $D$ 、半径为  $r$ 、转速为  $n$  时，其圆周速度  $u$  (m/s) 为

$$u = \frac{\pi D n}{60} = \frac{\pi r n}{30} = \omega r \quad (2-1)$$

式中  $n$ ——转速，r/min；

$D$ ——旋转直径，m；

$r$ ——旋转半径，m；

$\omega$ ——角速度，rad/s。

圆周速度只取决于转速和半径(或直径)，与叶片的形状无关， $u$  的方向与圆周相切，也称切向速度。

(2) 相对速度  $w$  液体质点在叶轮中作相对于叶片的相对运动，其速度称为相对速度，以  $w$  表示。相对速度的方向与叶片相切，其大小与流体流量及流道的形状有关。

(3) 绝对速度  $c$  液体质点相对于固定泵壳的速度称为绝对速度，以  $c$  表示。液体质点在叶片之间任一点的绝对速度  $c$  等于该点处  $u$  与  $w$  的向量和，即  $\vec{c} = \vec{u} + \vec{w}$ 。显然，绝对速度

的大小和方向取决于圆周速度和相对速度。

如图 2-10 所示,  $\alpha$ 、 $\beta$  分别表示绝对速度与圆周速度间的夹角和相对速度与圆周速度的反向延长线间的夹角,  $\beta$  也为叶片的倾角。根据余弦定律, 可以导出液体质点在叶轮进口 1、出口 2 处的圆周速度、相对速度和绝对速度之间的关系为

$$w_1^2 = c_1^2 + u_1^2 - 2c_1u_1\cos\alpha_1 \quad (2-2)$$

$$w_2^2 = c_2^2 + u_2^2 - 2c_2u_2\cos\alpha_2 \quad (2-3)$$

在同样的液体流量下, 因液体在叶片间的流动截面从进口到出口逐渐扩大, 所以

$$w_2 < w_1。$$

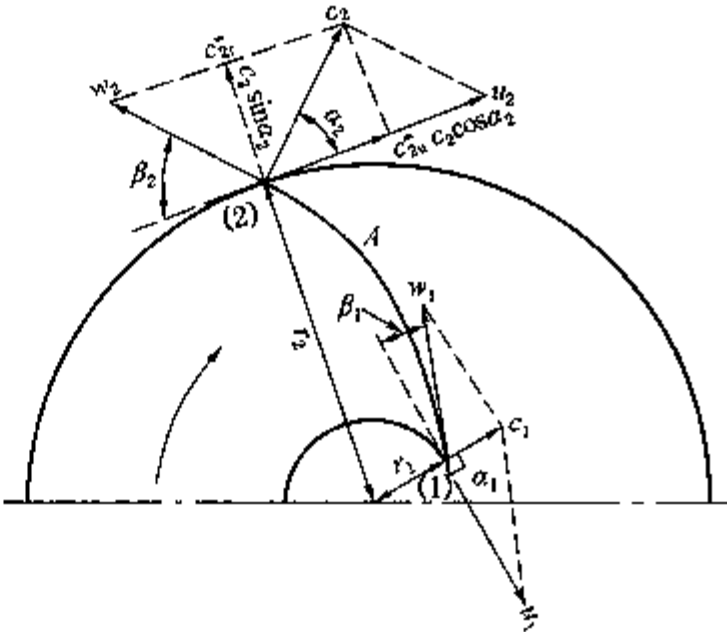


图 2-10 液体进入与离开叶轮时的速度三角形

## 2. 离心泵的理论压头 $H_T$

液体在离心泵内的实际流动情况十分复杂, 为了进行理论分析, 设想一理想情况, 推导离心泵的理论压头的表达式。为此, 作如下假设:

(1) 液体是理想流体, 无摩擦阻力损失;

(2) 叶轮具有数目无限多、厚度无限薄的叶片。因此, 液体在叶轮中的流动迹线与叶片的外形完全相同, 无任何倒流现象。

为了推导离心泵理论压头的表达式, 列叶轮进口与出口之间的柏努利方程式, 忽略位压头, 则有

$$\frac{c_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + H_T = \frac{c_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g}$$

$$H_T = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{c_2^2 - c_1^2}{2g} \quad (2-4)$$

即

式(2-4)右边第一项  $(p_2 - p_1)/\rho g$ , 为液体从叶轮进口到出口静压头的增加值, 它是由于液体在叶轮内受离心力作用而接受了外功和由于  $w_2 < w_1$  而部分动能转变为压力能所致, 可通过列叶片进口与出口之间的柏努利方程式求得, 忽略位压头, 则有

$$\frac{w_1}{2g} + \frac{p_1}{\rho g} + H_c = \frac{w_2}{2g} + \frac{p_2}{\rho g}$$

$$\frac{p_2 - p_1}{\rho g} = H_c + \frac{w_1^2 - w_2^2}{2g} \quad (2-5)$$

即

将式(2-5)代入式(2-4)得

$$H_T = H_c + \frac{w_1^2 - w_2^2}{2g} + \frac{c_2^2 - c_1^2}{2g} \quad (2-6)$$

式(2-6)中  $H_c$  是泵对单位重量(1N)液体由于离心力  $F_c$  所作的功( $J/N = m$ ), 也就是单位重量液体因受离心力作用而获得的能量。离心力所作的功与转速和液体质点所处的半径大小有关。因离心力  $F_c$  是液体质量  $m$  与向心加速度  $a$  的乘积, 那么位于径向  $r$  处的 1N 液体的质量为  $m = 1/g$ , 向心加速度为  $a = u^2/r = \omega^2 r$ , 于是

$$F_c = ma = \frac{\omega^2 r}{g} \quad (2-7)$$

因液体所处的半径  $r$  是沿流程变化的, 故液体所受的离心力  $F_c$  也沿流程变化, 这就需要用积分方法来确定泵对单位重量液体由于离心力作用所作功的总和。单位重量液体沿径向流动  $dr$  距离时, 离心力  $F_c$  所作的功(J/N)为

$$F_c dr = \frac{\omega^2}{g} r dr$$

取叶轮进口处半径  $r_1$  和出口处半径  $r_2$  为积分限, 对上式进行积分则可求得泵对单位重量液体由于离心力作用所作功的总和, 即

$$H_c = \int_{r_1}^{r_2} \frac{\omega^2}{g} r dr = \frac{\omega^2}{2g} (r_2^2 - r_1^2) = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} \quad (2-8)$$

将式(2-8)代入式(2-6), 得

$$H_T = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} + \frac{w_1^2 - w_2^2}{2g} + \frac{c_2^2 - c_1^2}{2g} \quad (2-9)$$

显然, 离心泵的理论压头  $H_T$  是由三部分组成:  $(u_2^2 - u_1^2)/2g$  是由于离心力产生的静压头;  $(w_1^2 - w_2^2)/2g$  是由于液体相对速度的变化而转换的静压头; 而  $(c_2^2 - c_1^2)/2g$  则是液体经过叶轮后增加的动压头。为了减小相对速度的变化造成的阻力损失, 以提高泵的效率, 通常在设计时使叶轮出口宽度小于进口宽度, 这样叶轮中流道的进、出口截面大致相等, 即  $w_1 \approx w_2$ , 此时液体经过泵的静压头主要靠离心力的作用。

将式(2-2)和式(2-3)代入式(2-9), 并经整理后得

$$H_T = \frac{c_2 u_2 \cos \alpha_2 - c_1 u_1 \cos \alpha_1}{g} \quad (2-10)$$

式(2-10)即为离心泵理论压头的表达式, 称为离心泵的基本方程式, 对所有旋转叶轮式流体输送机械均适用。

由式(2-10)可见, 为得到较大的理论压头, 在离心泵的设计中, 通常在设计流量下使  $\alpha_1 = 90^\circ$ , 即液体不产生预旋, 沿径向进入叶轮。于是,  $\cos \alpha_1 = 0$ , 则式(2-10)可简化为

$$H_T = \frac{c_2 u_2 \cos \alpha_2}{g} \quad (2-11)$$

### 3. 离心泵理论压头的分析

(1) 叶轮转速和直径对理论压头的影响 由于圆周速度  $u$  随叶轮的转速  $n$  和直径  $D$  的增加而增加, 因此从式(2-11)可知, 增大叶轮的转速和直径均可使离心泵的理论压头增大。

(2) 叶片形状对理论压头的影响 根据叶片出口处倾角  $\beta_2$  的大小, 叶片形状可分为三种, 即(a)后向叶片( $\beta_2 < 90^\circ$ ); (b)径向叶片( $\beta_2 = 90^\circ$ ); (c)前向叶片( $\beta_2 > 90^\circ$ )。如图2-11所示, 为三种叶片的形状及其出口处速度三角形。

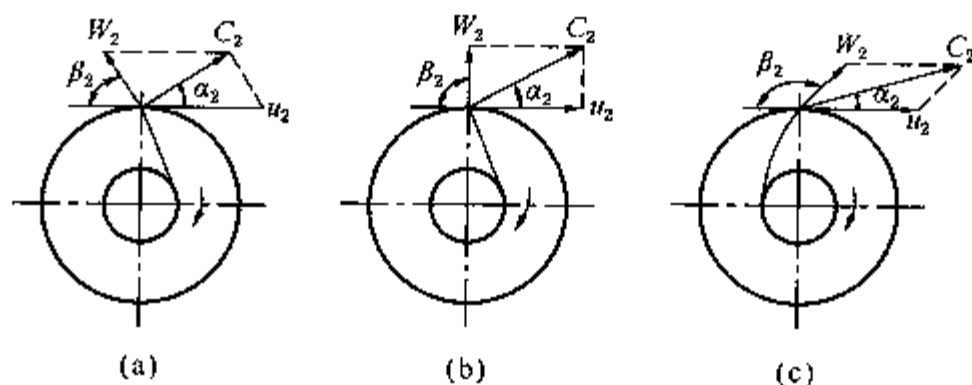


图 2-11 叶片形状及其出口处的速度三角形

由图 2-10 中叶轮出口处的速度三角形可知,  $c_2 \cos \alpha_2 = u_2 - w_2 \cos \beta_2$ , 代入式(2-11) 可得

$$H_T = \frac{u_2(u_2 - w_2 \cos \beta_2)}{g} = \frac{u_2^2}{g} \left( 1 - \frac{w_2}{u_2} \cos \beta_2 \right) \quad (2-12)$$

由式(2-12)可知, 当  $u_2$ 、 $w_2$  一定时, 则

后向叶片,  $\beta_2 < 90^\circ$ ,  $\cos \beta_2 > 0$ ,  $H_T < \frac{u_2^2}{g}$ ;

径向叶片,  $\beta_2 = 0$ ,  $\cos \beta_2 = 1$ ,  $H_T = \frac{u_2^2}{g}$ ;

前向叶片,  $\beta_2 > 90^\circ$ ,  $\cos \beta_2 < 0$ ,  $H_T > \frac{u_2^2}{g}$ 。

由上可知, 前向叶片产生的理论压头最大, 似乎前向叶片最有利。但从式(2-4)和式(2-9)可知, 理论压头包括静压头的增加[式(2-9)右边的前两项]和动压头的增加[式(2-9)右边的第三项]两部分。从图 2-11 所示的三种形式的叶片出口处速度三角形可以看出, 当  $u_2$ 、 $w_2$  相同时, 前向叶片出口处液体的绝对速度  $c_2$  最大, 而后向叶片的  $c_2$  最小。表明前向叶片所产生的理论压头  $H_T$  中静压头相对较小, 而动压头相对较大; 后向叶片则相反。尽管前向叶片的动压头在泵的蜗壳形流道中可以部分地转换为静压头, 但由于液体流速过大, 在转换过程中将会造成较大的机械能损失, 使泵的效率降低。而后向叶片因具有可直接获得较大的静压头, 且阻力损失小等优点, 通常都采用后向叶片。同时, 叶片出口处倾角的大小也要适度, 近代离心泵的  $\beta_2$  一般在  $15^\circ \sim 40^\circ$  之间, 而炼油和石油化工生产中常用的离心泵, 其  $\beta_2$  常在  $25^\circ \sim 30^\circ$  之间。

(3) 液体密度对理论压头的影响 离心泵的基本方程式[式(2-12)]表明, 理论压头与液体密度无关。因此, 同一台离心泵不论输送何种液体, 只要流量相等, 那么离心泵所能提供的理论压头是相同的。

应当注意的是, 离心泵的压头是以被输送的流体柱高度表示的, 即  $H(\text{m})$ 。在同一压头下, 泵进、出口的压力差( $\Delta p$ )却与流体的密度成正比, 即  $\Delta p \approx H\rho g$ 。启动泵时, 如果泵体是空气, 虽然所产生的压头(气柱高度)与输送液体时所产生的压头(液柱高度)相同, 但由于空气的密度远比液体小, 因此所造成的压力差或泵吸入口处的真空度很小, 不足以把液体吸入泵内, 达不到输送液体的目的。因此, 离心泵在启动时必须在泵体和吸入管内灌满液体, 这一操作称为灌泵。如果泵的位置低于吸入管另一端液面, 液体可以借助于位差自动灌入泵内, 无须进行灌泵操作。

泵在运转时, 吸入管和泵入口常处于负压状态, 若吸入管漏气或密封不严密, 则会漏入空气, 使泵内流体的平均密度下降, 影响泵的正常运转。严重时流体的平均密度急剧下降, 从而使泵入口处的真空度大幅度下降, 以致吸不上液体, 这种现象称为“气缚”。

#### 4. 离心泵的理论流量 $Q_T$ 及 $H_T \sim Q_T$ 关系

如忽略叶片的厚度, 则液体的理论流量等于液体在叶轮出口处的径向速度与截面积乘积, 即

$$Q_T = \pi D_2 b_2 c_{2r} = \pi D_2 b_2 c_2 \sin \alpha_2 \quad (2-13)$$

式中  $Q_T$ ——泵的理论流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;

$D_2$ ——叶轮出口处的直径,  $\text{m}$ ;

$b_2$ ——叶轮出口处的宽度，m；

$c_{2r}$ ——液体在叶轮出口处的径向速度，即  $c_{2r} = c_2 \sin \alpha_2$ ，m/s。

由图 2-10 可知， $c_2 \sin \alpha_2 = w_2 \sin \beta_2 = w_2 \cos \beta_2 \tan \beta_2$ ，则式(2-13)可写成

$$Q_T = \pi D_2 b_2 w_2 \cos \beta_2 \tan \beta_2$$

即

$$w_2 \cos \beta_2 = \frac{Q_T}{\pi D_2 b_2 \tan \beta_2} \quad (2-14)$$

将式(2-14)代入离心泵的基本方程式[式(2-12)]，经整理后得

$$H_T = \frac{u_2^2}{g} - \frac{u_2}{\pi D_2 b_2 g \tan \beta_2} Q_T \quad (2-15)$$

式(2-15)表明了离心泵的理论压头  $H_T$  与理论流量  $Q_T$  以及叶轮形状( $\beta_2$ )、尺寸( $D_2$ ,  $b_2$ )和转速  $n$  之间的关系。显然，当一定的叶轮在一定的转速下工作时， $H_T$  与  $Q_T$  为直线关系，直线的截距为  $u_2^2/g$ ，斜率为  $u_2/(\pi D_2 b_2 g \tan \beta_2)$ 。如图 2-12 所示，叶片形状不同，离心泵的理论压头  $H_T$  与理论流量  $Q_T$  的关系也不同。

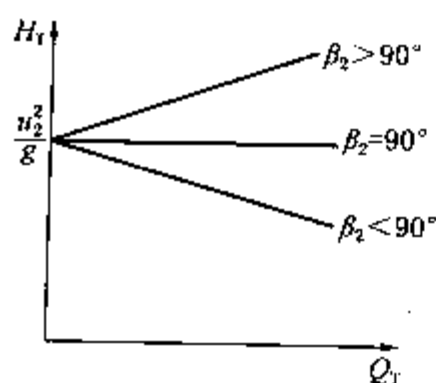


图 2-12 离心泵的  $H_T \sim Q_T$  关系

由式(2-15)可知，对径向叶片， $\beta_2 = 90^\circ$ ， $\tan \beta_2 = \infty$ ，则  $H_T = u_2^2/g = \text{常数}$ ，故  $H_T \sim Q_T$  关系为一条水平线，即泵的理论压头与理论流量无关；对后向叶片， $\beta_2 < 90^\circ$ ， $\tan \beta_2 > 0$ ，则  $H_T \sim Q_T$  为一斜率为负的直线，即  $H_T$  随  $Q_T$  的增加而减小，显然  $u_2^2/g$  为其理论压头的最大值；对前向叶片， $\beta_2 > 90^\circ$ ， $\tan \beta_2 < 0$ ，则  $H_T \sim Q_T$  为一斜率为正的直线，即  $H_T$  随  $Q_T$  的增加而增大，显然  $u_2^2/g$  为其理论压头的最小值。

对离心泵以上的理论分析，虽然是在一定的假定条件下进行的，所得到的基本方程式不能用来计算其实际压头，但对于离心泵的设计制造及其实际特性的分析却具有指导意义。

#### (四) 离心泵的主要性能参数

为了正确地选择和使用离心泵，就需要分析其性能及诸性能参数之间的关系。离心泵的主要性能参数包括：流量、压头(扬程)、功率和效率，有时还包括允许吸上真空度或气蚀余量。

##### 1. 流量 $Q$

离心泵的流量系指单位时间内所实际输送的液体体积，以  $Q$  表示，单位为  $\text{m}^3/\text{s}$  或  $\text{m}^3/\text{h}$ 。

##### 2. 压头 $H$

离心泵的压头系指其对单位重量液体所提供的有效能量，以  $H$  表示，单位为  $\text{J/N}$  或  $\text{m}$ ，离心泵的压头又称扬程。离心泵的压头与其结构、转速、流量等有关，因离心泵的基本方程式中，一则未包括液体的物性，二则液体在泵内的流动情况十分复杂，因此目前尚不能从理论上计算压头及其与流量之间的关系，一般通过图 2-13 所示的实验装置进行测定。

列截面 1-1' 与截面 2-2' 间的柏努利方程式，经整理可得离心泵的压头为

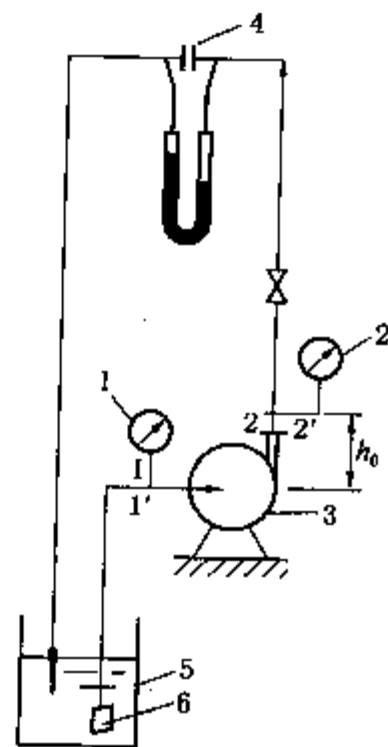


图 2-13 离心泵性能参数的测定装置

1—真空表；2—压力表；  
3—离心泵；4—孔板流量计；  
5—水池；6—底阀



$$H = h_0 + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \Sigma H_{f,1-2} \quad (2-16)$$

由于两截面间的管路很短，其间的压头损失可忽略不计；同时两截面间的动压头之差相对很小，一般也可忽略不计。则

$$H \approx h_0 + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} \quad (2-17)$$

式中  $p_1, p_2$ ——离心泵进口 1 与出口 2 处的压力，Pa；

$h_0$ ——离心泵进口 1 与出口 2 间的垂直距离，m。

通过改变液体流量即可测得在一定转速下的压头及轴功率的数值。

### 3. 功率

功率系指单位时间内作的功，单位为 J/s 或 W。泵的功率分为有效功率、轴功率和电动机功率。

(1) 有效功率 单位时间内泵对所输送的液体所作的功，称为有效功率，以  $N_e$  表示。有效功率可通过式(1-55)计算，也可通过泵的压头和流量计算，即

$$N_e = QH\rho g \quad (2-18)$$

(2) 轴功率 离心泵的轴功率系指泵轴所需的功率，当泵直接由电动机带动时，也就是电动机传给泵轴的功率，以  $N$  表示。由于液体在泵内流动的过程中，存在各种能量损失，所以泵的轴功率不可能全部转化为泵的有效功率，即实际测得的轴功率大于有效功率。如用泵的效率  $\eta$  表示轴功率转化为有效功率的程度，则离心泵的轴功率为

$$N = \frac{N_e}{\eta} = \frac{QH\rho g}{\eta} \quad (2-19)$$

(3) 电动机功率 系指电动机(原动机)所需的功率。由于电动机与泵轴之间传动过程中的能量损失，电动机功率大于轴功率。一般，以传动效率反映电动机与泵轴之间的传动损失，即传动效率为轴功率与电动机功率之比值，其数值与传动方式有关。对通过联轴器直接相联的传动形式，其传动效率约为 96%。

为防止电动机超负荷，给泵选配电机时，还应考虑电动机功率有 10% ~ 20% 的安全余量。泵轴功率和电动机的额定功率均列在泵的性能表中。

### 4. 效率

由于泵的效率  $\eta$  表示轴功率转化为有效功率的程度，则泵的效率与泵内各种能量损失有关。液体在泵内流动过程中有如下能量损失：

(1) 容积损失 离心泵在运转过程中，有一部分已获得了能量和具有较高压力的液体，从叶轮的外缘通过泵壳与旋转叶轮之间的缝隙漏回叶轮的入口或通过轴封装置泄漏到泵壳外，也可通过平衡孔漏回低压区，如图 2-14 所示。这部分液体所获得的能量形同无用，且导致泵的流量减少，将造成容积损失。将有容积损失时泵的流量与无容积损失时泵的流量之比称为离心泵的容积效率，以  $\eta_v$  表示。蔽式叶轮的容积效率比半蔽、敞式叶轮的容积效率高，一般为 85% ~ 95%。

(2) 水力损失 液体在叶片间的流道内及泵壳中流动时，由于水力损失致使泵的实际压头低于理论压头，如图 2-15 所示，两者之比称为水力效率，以  $\eta_H$  表示，即  $\eta_H = H/H_T$ 。造成水力损失的主要原因有：

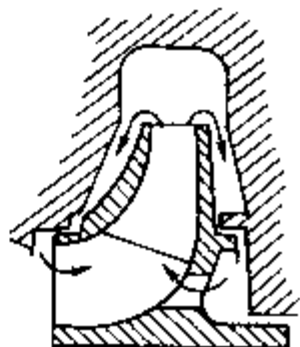


图 2-14 泵内液体的泄漏示意图



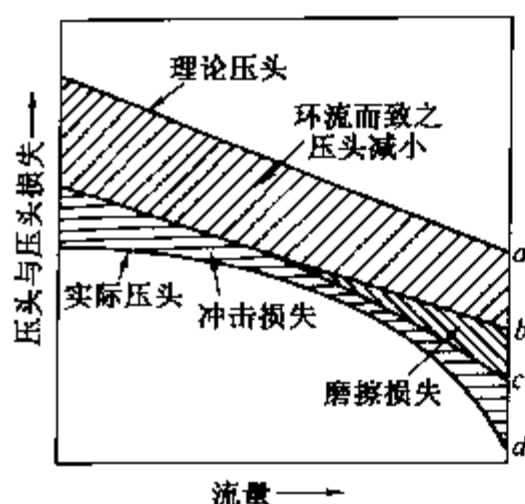


图 2-15 离心泵(后向叶片)  
的水力损失示意图

① 叶片间的环流 由于叶轮中的叶片数目并非无限多，液体在叶片之间的流道中流动并不与叶片形状完全一致，而往往由于叶片的迎面和背面的压力并不相同，在叶片间的通道中引起环流和旋涡，造成机械能损失，致使压头减小。此项损失仅与叶片的几何形状和数目、流体黏度等有关，几乎与流量大小无关。考虑这一损失后，离心泵的  $H \sim Q$  关系如图 2-15 中直线  $b$  所示。

② 摩擦损失 由于液体在泵内流动过程中的摩擦阻力，造成机械能损失，称为摩擦损失。此项损失与液体的流速(或流量)的平方成正比。如再考虑了这项损失后，离心泵的  $H \sim Q$  关系如图 2-15 中曲线  $c$  所示。

③ 冲击损失 液体刚进入叶轮后会受到旋转叶片的撞击，同时液体离开叶轮外缘的速度方向也难以保证与蜗形泵壳相切，便会产生撞击和涡流，造成机械能损失，称为冲击损失。泵的流量愈偏离设计值，则冲击损失愈大。如再考虑了冲击损失后，离心泵的  $H \sim Q$  关系如图 2-15 中曲线  $d$  所示，此即为离心泵的实际压头与流量之间的关系。

在蜗形泵壳内安装固定导轮和采取后向叶片均可减少水力损失，提高水力效率。离心泵的叶轮、叶片、导轮和蜗形泵壳都是针对泵的额定流量进行设计的，在额定流量下的水力效率最高，一般为  $\eta_H = 80\% \sim 90\%$ 。

(3) 机械损失 泵在运转时，泵轴与轴承、泵轴与轴封之间的机械摩擦以及叶轮的轮盖与液体之间的摩擦所造成的能量损失称为机械损失，机械损失直接增大了泵的轴功率。不考虑机械损失时泵的轴功率与考虑了机械损失的轴功率之比称为机械效率，以  $\eta_M$  表示。离心泵的机械效率约为  $\eta_M = 96\% \sim 99\%$ 。为了减小机械损失，轴承不可缺油，填料压盖的松紧要适当。

泵的总效率(简称效率) $\eta$  等于上述三种效率乘积，即

$$\eta = \eta_0 \cdot \eta_H \cdot \eta_M \quad (2-20)$$

离心泵的效率与泵的大小、类型、制造精密程度和所输送的液体性质等有关，也与泵的操作、维修情况有关，其值由实验测定。小型离心泵的效率一般为  $50\% \sim 70\%$ ；大型离心泵的效率可达  $90\%$ 。油泵、耐腐蚀泵的效率比水泵低，杂质泵的效率更低。

【例 2-1】 如图 2-13 所示的稳定流动系统，以  $20^\circ\text{C}$  的水为介质测定某一离心泵的性能参数。由图中 U 形管压差计测得水的流量为  $45\text{m}^3/\text{h}$ ，泵的进、出口处真空表和压力表的读数分别为  $180\text{mmHg}$  和  $2.94 \times 10^5\text{Pa}$ ，用功率表测得电动机所消耗的功率为  $5.83\text{kW}$ 。泵的进、出口处的截面 1 和截面 2 之间的垂直距离  $h_0 = 0.4\text{m}$ 。泵由电动机通过联轴器直接带动，传动效率为  $96\%$ ，电动机效率取  $93\%$ 。试计算泵的压头、轴功率及效率。

解：忽略截面 1 至截面 2 间的压头损失和动压头之差，则根据式(2-17)可计算泵的压头。

已知  $h_0 = 0.4\text{m}$

$$p_1 = \frac{180}{760} \times 1.013 \times 10^5 = 2.40 \times 10^4\text{Pa}(\text{真空度})$$

$$p_2 = 2.94 \times 10^5\text{Pa}(\text{表压力})$$

由本书附录查得水于  $20^\circ\text{C}$  下的密度为  $998.2\text{kg}/\text{m}^3$ ，将以上各已知数据代入式(2-17)

可得

$$H = h_0 + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} = 0.4 + \frac{2.94 \times 10^5 + 2.40 \times 10^4}{998.2 \times 9.807} \\ = 0.4 + 32.5 = 32.9 \text{mH}_2\text{O}$$

由式(2-18)可得泵的有效功率为

$$N_e = QH\rho g = \frac{45 \times 32.9 \times 998.2 \times 9.807}{3600} \\ = 4014 \text{W} = 4 \text{kW}$$

泵的轴功率为

$$N = 5.83 \times 0.96 = 5.6 \text{kW}$$

则泵的效率为

$$\eta = \frac{N_e}{N} = \frac{4}{5.6} = 71.4\%$$

(五) 离心泵的特性曲线及其影响因素

1. 特性曲线

离心泵的性能参数  $Q$ 、 $H$ 、 $N$ 、 $\eta$  及  $n$  之间是相互联系的，泵铭牌上所列的数值均是指泵在最高效率时的性能，即为一组最佳性能参数，称为离心泵额定参数。实际上，一台泵可以在很宽的流量范围内工作。由于泵的水力损失难以定量计算，因而泵的压头与流量之间的关系只能通过实验测定。泵的生产厂家通过实验测定这些性能参数间的定量关系，并将其结果用曲线表示出来，这些曲线称为离心泵的特性曲线。

离心泵的特性曲线，表明一台泵在一定的转速下，压头、功率、效率与流量之间的关系。利用特性曲线可以完整地了解一台离心泵的性能，以便合理地选用和正确地操作。图 2-16 为国产 4B35 型离心水泵在转速  $n = 2900 \text{r/min}$  时的特性曲线。

由图 2-16 可以看出：

(1)  $H \sim Q$  曲线 表示离心泵压头与流量之间的关系。曲线上任一点表明，对于每一流量，泵只能给出一个对应的压头，而且在较大的流量范围内离心泵的压头是随流量的增加而减小；当流量为零时，离心泵也只能达到一定数值的压头，这是离心泵的一个极重要特性。对有的离心泵来说，在流量较小时， $H \sim Q$  曲线会形成驼峰，如 4B35 型离心水泵就是这样。如在驼峰附近操作时，同一个压头下同时有两个不同的流量，因而泵的工作是不稳定的，且压头损失大，效率很低。所以，离心泵一般不应在此区域内进行操作。

(2)  $N \sim Q$  曲线 表示离心泵的轴功率与流量之间的关系。由图可见，轴功率随流量的增加而增大；当流量为零时，泵的轴功率最小。因此，在启动离心泵时，为了降低启动功率，保护电动机避免因超载而损坏，应将出口阀关闭。

(3)  $\eta \sim Q$  曲线 表示离心泵的效率与流量之间的关系。由图可见，当  $Q = 0$  时， $\eta = 0$ ；

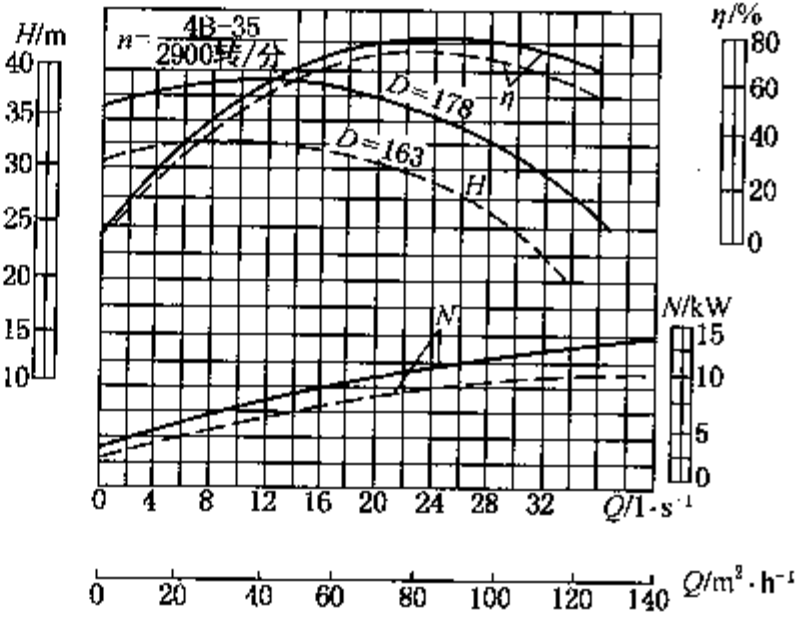


图 2-16 4B35 型离心水泵特性曲线

随着流量的增加，效率随之而上升，直至达到一个最大值；而后流量再增加，效率便下降。上述关系表明离心泵在某一定转速下，有一个最高效率点，称为设计点。因泵在最高效率点相对应的流量及压头下工作最为经济，所以此时的性能参数  $Q$ 、 $H$ 、 $N$  的值称为最佳工况参数。离心泵的铭牌上给出的就是上述最佳工况参数，其中的流量称为额定流量，以  $Q_s$  表示。根据生产任务选用离心泵时，应尽可能使泵在最高效率点附近操作。一般，离心泵的操作范围以其效率不低于最高效率的 92% 为合理。

各类离心泵的特性曲线可以从泵样本上查到，泵的制造厂家通常在泵的说明书中附有其特性曲线。

2. 影响离心泵特性的因素

离心泵的特性曲线一般都是在一定的转速下以常温清水测定的。当所输送的液体性质与水相差较大时，必须考虑液体的黏度和密度对特性曲线的影响；若所用的转速和叶轮直径不同时，则泵的特性曲线也会改变。

(1) 液体密度的影响 由式(2-13)和式(2-11)可知，离心泵的流量和压头均与所输送的液体密度无关，即液体的密度对  $H \sim Q$  曲线没有影响。液体的密度对  $\eta \sim Q$  曲线也基本上没有影响。但是，由于离心力及其所作的功与液体密度成正比，故泵的有效功率和轴功率均与液体密度成正比。因此，当所输送的液体的密度  $\rho'$  与 20℃ 清水的密度  $\rho$  不同时，产品样本中对该泵所提供的  $N \sim Q$  曲线不再适用，此时离心泵的轴功率应按式(2-19)重新计算。

(2) 液体黏度的影响 当输送黏度较大的液体(如原油、重油、柴油、润滑油以及其他高黏度液体)时，则液体在泵内的能量损失增大，使泵的压头、流量减小，其效率下降，而轴功率增大，所以泵的特性曲线将发生变化。因此，选泵时应先对原特性曲线进行修正，然后根据修正后的特性曲线进行选择。高黏度液体在泵内流动时，其速度分布情况和黏度对离心泵性能的影响比较复杂，难以用理论分析法进行修正，多借助于实验方法进行修正。通常，当液体的运动黏度  $\nu < 20 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$  时，如汽油、煤油、轻柴油等，可不必修正；当液体的运动黏度  $\nu > 20 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$  时，可由式(2-21)和图 2-17、图 2-18 进行换算。

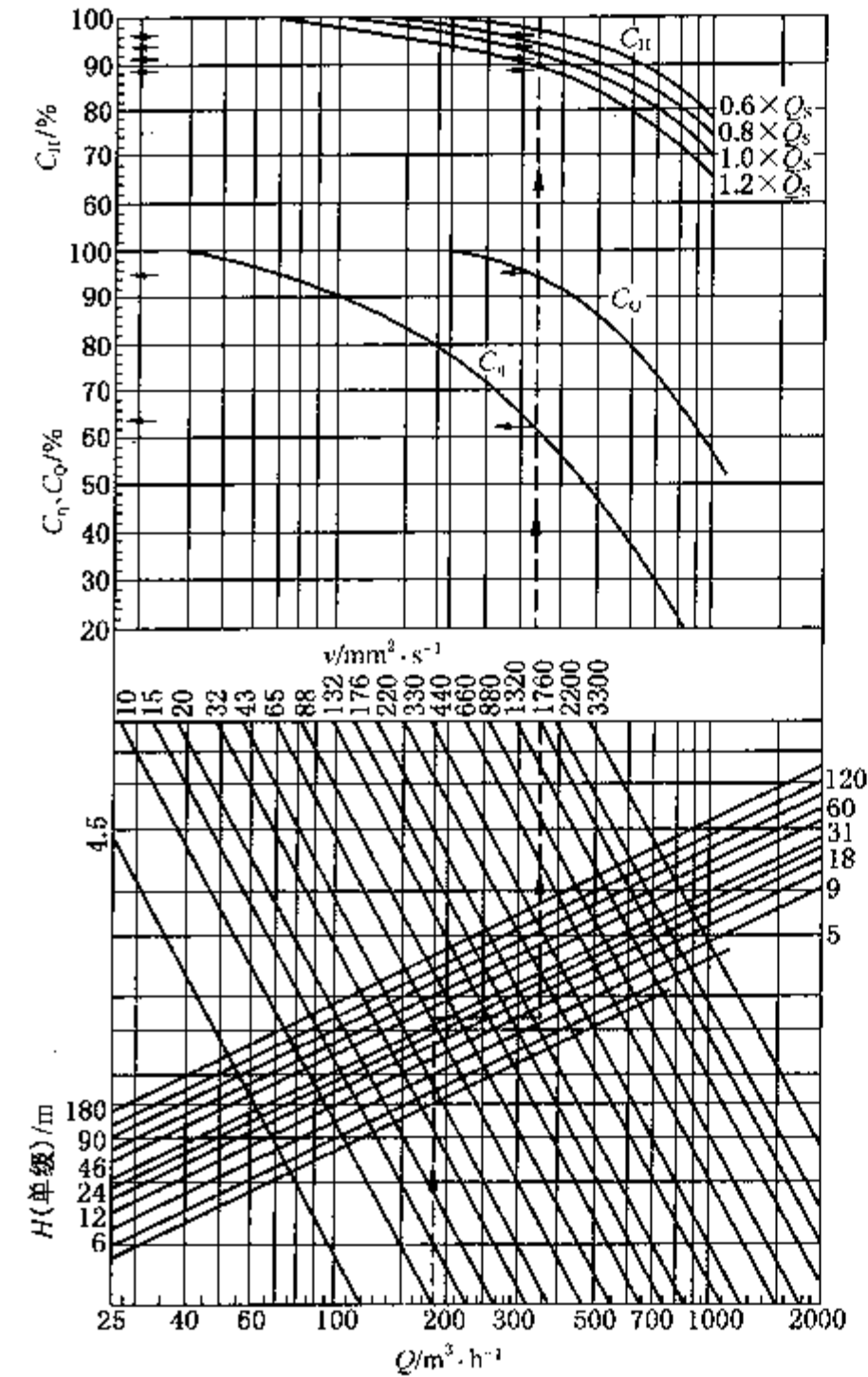


图 2-17 大流量离心泵黏度换算系数

$$\left. \begin{aligned} Q' &= C_Q Q \\ H' &= C_H H \\ \eta' &= C_\eta \eta \end{aligned} \right\} \quad (2-21)$$

式中  $Q, H, \eta$ ——离心泵输送水时的流量、压头和效率；

$Q', H', \eta'$ ——离心泵输送其他高黏度液体时的流量、压头和效率；

$C_Q, C_H, C_\eta$ ——流量、压头和效率的换算系数，其值可由图 2-17 或图 2-18 查取。

图 2-17 和图 2-18 均适用于牛顿型流体，图中的流量指单吸流量，压头指单级压头。查图方法：首先在图的横坐标上找到已知的输送水时的流量值（如为双吸式离心泵时，输水流量应除以 2），由该点作垂直线向上与已知泵的单级压头（如为多级离心泵时，压头应除以级数）斜线相交，由交点引水平线与表示油品运动黏度（ $\text{mm}^2/\text{s}$ ）线相交，由交点向上作垂直线分别与  $C_\eta, C_Q, C_H$  线相交，在纵坐标上可求出换算系数  $C_\eta, C_Q, C_H$  的值。对于小流量离心泵，换算系数各自为一条曲线，如图 2-18 所示；对于大流量离心泵，实验证明，对于不同的流量其  $C_H$  值不同，如图 2-17 所示，压头换算系数  $C_H$  有 4 条曲线，分别表示所取的已知流量分别为额定流量  $Q_s$  的 0.6 倍、0.8 倍、1.0 倍和 1.2 倍时的压头换算系数曲线。

离心泵输送油品所需要的轴功率可由式（2-19）进行计算。

【例 2-2】150Y-150 离心油泵在转速  $n = 2950 \text{ r/min}$  下输送常温水时的特性曲线如图 2-19 中实线所示，试求用此泵输送密度  $\rho' = 900 \text{ kg/m}^3$ 、运动黏度  $\nu = 220 \text{ mm}^2/\text{s}$  的油品

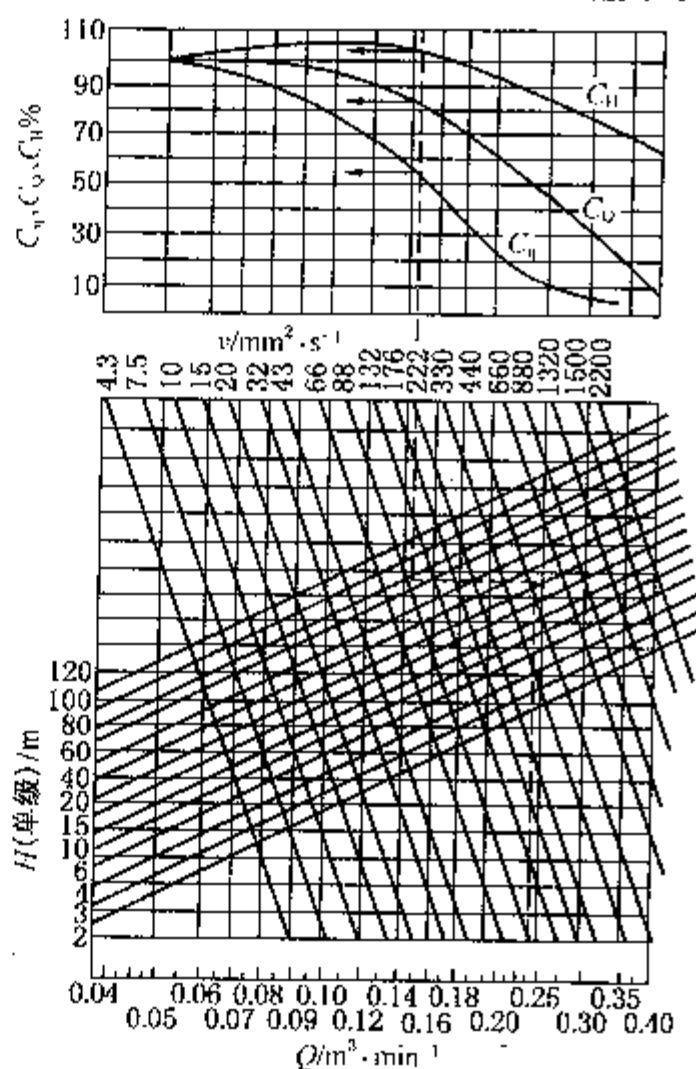


图 2-18 小流量离心泵黏度换算系数

的特性曲线。

解：由图 2-19 可查得输送水时的额定流量为  $Q_s = 180 \text{ m}^3/\text{h}$ ，取 4 个输水时的流量分别为  $Q_s$  的 0.6 倍、0.8 倍、1.0 倍和 1.2 倍，即  $108 \text{ m}^3/\text{h}$ 、 $144 \text{ m}^3/\text{h}$ 、 $180 \text{ m}^3/\text{h}$  和  $216 \text{ m}^3/\text{h}$ 。按上述方法，用图 2-17 和式（2-21）进行换算，换算后的结果连同输送水时的性能数据一并列入表 2-1，换算后输送油品的特性曲线如图 2-19 中虚线所示。输送油品时的轴功率可按式（2-19）计算，即为

$$N' = \frac{Q' H' \rho' g}{\eta'}$$

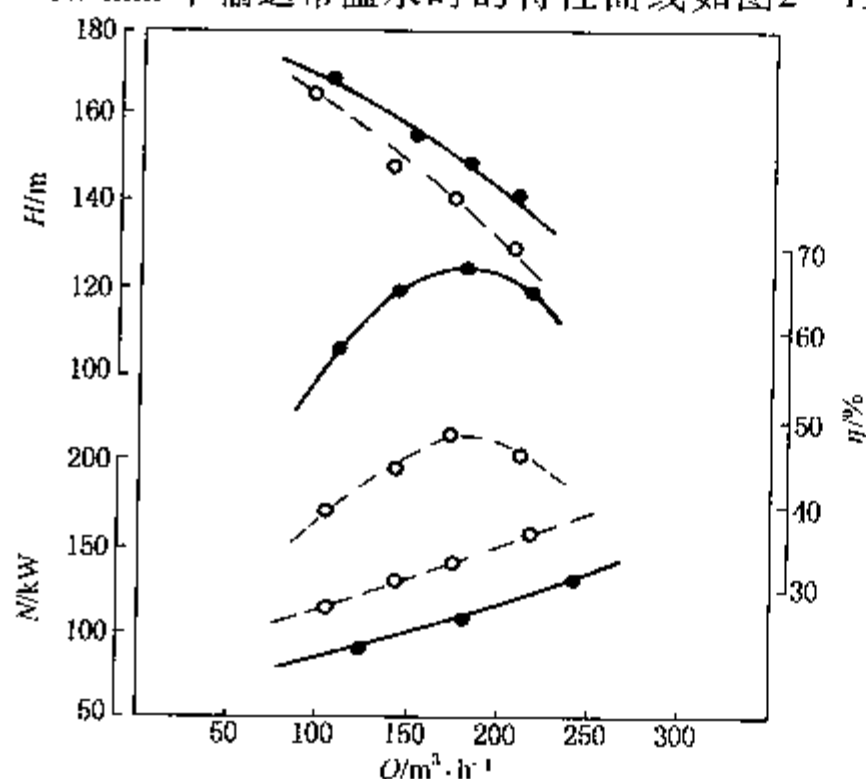


图 2-19 例 2-2 附图

表 2-1 例 2-2 附表

输送水性能参数			换算系数			输送油品性能参数			
$Q/\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	$H/\text{m}$	$\eta/\%$	$C_Q$	$C_H$	$C_\eta$	$Q'/\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	$H'/\text{m}$	$\eta'/\%$	$N'/\text{kW}$
108	170	59	0.95	0.98	0.65	103	167	38.4	110
144	156	65	0.97	0.96	0.68	140	150	44.2	117
180	150	68	0.98	0.95	0.69	176	143	47.0	131
216	142	65	0.99	0.93	0.70	214	132	45.5	152

(3) 转速的影响 由图 2-10 可知, 如转速由  $n$  到  $n'$  的变化幅度不很大时, 可认为液体离开叶轮的速度三角形相似, 则  $\alpha_2$  和  $c_2/u_2$  可视为不变, 且效率也可视为不变。故由式 (2-13)、式 (2-11) 和式 (2-19) 分析可得

$$\frac{Q'}{Q} = \frac{n'}{n}, \frac{H'}{H} = \left(\frac{n'}{n}\right)^2, \frac{N'}{N} = \left(\frac{n'}{n}\right)^3$$

(2-22)

式 (2-22) 称为离心泵的比例定律, 适用于转速变化幅度不超过 20% 时离心泵性能参数的换算。

(4) 叶轮直径的影响 在同一转速下, 当叶轮直径由  $D_2$  切割为  $D'_2$  且切割幅度不是很大时, 同样可视为液体离开叶轮的速度三角形和泵的效率不变, 并视为  $D_2 b_2 \approx D'_2 b'_2$ , 由式 (2-13)、式 (2-11)、式 (2-19) 分析可得

$$\frac{Q'}{Q} = \frac{D'_2}{D_2}, \frac{H'}{H} = \left(\frac{D'_2}{D_2}\right)^2, \frac{N'}{N} = \left(\frac{D'_2}{D_2}\right)^3$$

(2-23)

式 (2-23) 称为离心泵的切割定律, 适用于叶轮直径变化幅度不超过 20% 时离心泵性能参数的换算。图 2-16 中的虚线表示叶轮直径切割后的特性曲线。

(六) 离心泵的汽蚀现象与安装高度

1. 离心泵的汽蚀现象

由离心泵的工作原理可知, 当叶片间的液体从高速旋转的叶轮中甩出后, 在叶轮入口附近形成低压区。当叶轮入口处的压力等于或低于操作温度下被输送液体的饱和蒸气压  $p_v$  时, 该处的液体就会汽化产生气泡。当气泡随液体流到高压区时, 气泡因受压而迅速凝结。在气泡凝结的瞬间会产生局部真空, 周围的液体以很高的速度冲向气泡原来占据的空间, 造成冲击和振动, 产生很大的冲击力。尤其是当气泡的凝结点位于叶片表面附近时, 众多液体质点以很高的频率和压力冲击叶片; 同时, 气泡中还可能夹带有少量的氧气等对金属材料发生化学腐蚀作用。叶片在连续冲击和化学腐蚀的共同作用下, 表面受损出现斑痕和裂缝, 将导致叶片过早损坏, 这种现象称为离心泵的汽蚀现象。

汽蚀现象发生时, 因冲击使泵体振动, 并发出噪音; 因大量气泡的产生与凝结, 导致离心泵的流量、扬程和效率明显下降, 严重时会使泵抽空不能正常工作。为防止汽蚀现象发生, 对离心泵的安装高度有一定要求, 必须使泵在工作时叶轮入口处的最低压力大于被输送液体的饱和蒸气压。

2. 离心泵的安装高度

离心泵的安装高度是指离心泵的入口与贮槽液面之间的垂直距离  $H_g$ , 如图 2-20 所示, 在贮槽液面 0-0' 截面与离心泵入口 1-1' 截面列伯努利方程可得到离心泵的安装高度计算式



$$H_g = \frac{p_0 - p_1}{\rho g} - \frac{u_1^2}{2g} - \sum H_{f,0-1} \quad (2-24)$$

式中  $H_g$ ——离心泵的允许安装高度, m;  
 $p_0$ ——贮槽液面上压力, Pa;  
 $p_1$ ——泵入口处允许的最低压力, Pa;  
 $u_1$ ——泵入口截面处液体流速, m/s;  
 $\sum H_{f,0-1}$ ——吸入管路总压头损失, m。

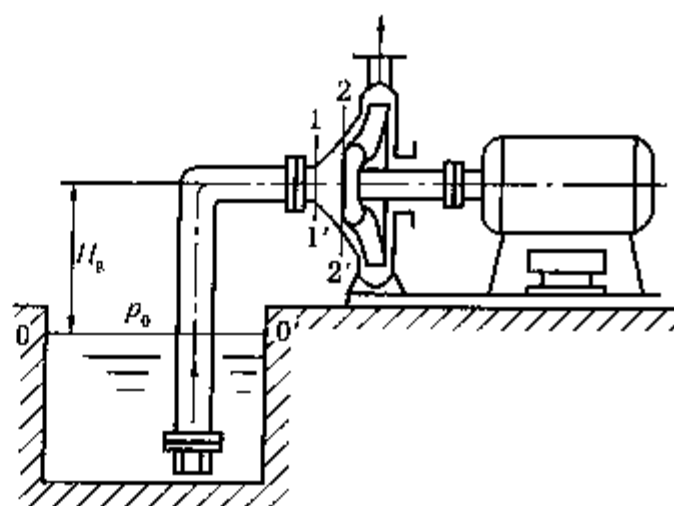


图 2-20 离心泵的安装高度示意图

(1) 临界汽蚀余量 ( $NPSH)_c$ 。为防止发生汽蚀现象, 泵入口压力  $p_1$  有一最低值, 其值的大小与叶轮入口处压力  $p_2$  密切相关。当  $p_2$  等于或小于被输送液体的饱和蒸气压  $p_v$  时, 便发生汽蚀现象, 此时  $p_1$  达到允许的最小值  $p_{1,min}$ 。如图 2-20 所示, 列泵入口 1-1' 截面与叶轮入口 2-2' 截面之间的伯努利方程

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} = \frac{p_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \sum H_{f,1-2} \quad (2-25)$$

当发生汽蚀现象发生时, 式(2-25)可写为

$$\frac{p_{1,min}}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} = \frac{p_v}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + \sum H_{f,1-2}$$

$$\text{或} \quad \frac{p_{1,min}}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - \frac{p_v}{\rho g} = \frac{u_2^2}{2g} + \sum H_{f,1-2} \quad (2-26)$$

式(2-26)表明, 当离心泵内刚发生汽蚀时的临界条件下, 泵入口处的静压头与动压头之和  $\left(\frac{p_{1,min}}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g}\right)$  比被输送液体的饱和蒸气压头  $\left(\frac{p_v}{\rho g}\right)$  超出叶轮入口处动压头与泵入口处到叶轮入口处的压头损失之和  $\left(\frac{u_2^2}{2g} + \sum H_{f,1-2}\right)$ , 此超出值称为离心泵的临界汽蚀余量, 以符号 ( $NPSH)_c$  表示, 即

$$(NPSH)_c = \frac{p_{1,min}}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - \frac{p_v}{\rho g} = \frac{u_2^2}{2g} + \sum H_{f,1-2} \quad (2-27)$$

为保证离心泵不发生汽蚀现象, 离心泵入口压力  $p_1$  必须大于  $p_{1,min}$ , 此时, 泵入口处的静压头与动压头之和  $\left(\frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g}\right)$  必须大于被输送液体的饱和蒸气压头  $\left(\frac{p_v}{\rho g}\right)$  一定的数值, 此数值称为离心泵的允许汽蚀余量, 以符号  $NPSH$  表示, 单位为 m, 可用下式表示

$$NPSH = \frac{p_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} - \frac{p_v}{\rho g} \quad (2-28)$$

从式(2-27)、式(2-28)可以看出, 离心泵的允许汽蚀余量  $NPSH$  必须大于临界汽蚀余量 ( $NPSH)_c$ 。

当流体流量一定且流动在阻力平方区时, 临界汽蚀余量 ( $NPSH)_c$  只与离心泵的结构有关。( $NPSH)_c$  作为离心泵的特性参数之一, 由泵制造商实验测定, 并列在离心泵产品样本中。

(2) 必需汽蚀余量 ( $NPSH)_r$ 。为确保离心泵操作正常, 根据有关标准, 将实验测得的 ( $NPSH)_c$  加上一定的安全余量作为离心泵的必需汽蚀余量 ( $NPSH)_r$ , 列于离心泵产品样本

中或标绘于离心泵的特性曲线上。标准还规定, 将必须汽蚀余量  $(NPSH)_r$  再加上 0.5m 以上的安全余量作为泵的允许汽蚀余量  $NPSH$ , 即

$$NPSH = (NPSH)_r + 0.5 \quad (2-29)$$

### (3) 离心泵的安装高度

将式(2-28)代入式(2-24)中, 得到离心泵的允许安装高度

$$H_g = \frac{p_0 - p_v}{\rho g} - NPSH - \sum H_{f,0-1} \quad (2-30)$$

将式(2-29)代入式(2-30)中有

$$H_g = \frac{p_0 - p_v}{\rho g} - [(NPSH)_r + 0.5] - \sum H_{f,0-1} \quad (2-31)$$

离心泵的实际安装高度应比允许安装高度降低 0.5 ~ 1.0m。

应当指出,  $(NPSH)_r$  与流量有关, 且随流量的增加而增加。所以, 在计算离心泵的实际安装高度时, 必须以离心泵使用过程中的最大流量进行计算。

**【例 2-3】** 用 IS100-80-125 型离心泵将 40℃ 的水以 100m<sup>3</sup>/h 的流量从敞口水槽送至高位槽。泵的吸入管规格为  $\phi 108\text{mm} \times 4\text{mm}$ , 吸入管路的总压头损失为 1.5m。当地大气压力为 98kPa。试计算该泵的安装高度。

**解:** 由泵的性能表中查得, 该泵在 100m<sup>3</sup>/h 的流量时,  $(NPSH)_r = 4.5\text{m}$ 。40℃ 水的饱和蒸气压  $p_v = 7.376\text{kPa}$ , 密度  $\rho = 992.2\text{kg/m}^3$ 。

根据式(2-31), 有

$$\begin{aligned} H_g &= \frac{p_0 - p_v}{\rho g} - [(NPSH)_r + 0.5] - \sum H_{f,0-1} \\ &= \frac{98 \times 10^3 - 7.376 \times 10^3}{992.2 \times 9.81} - [4.5 + 0.5] - 1.5 = 2.8\text{m} \end{aligned}$$

实际安装高度为:  $2.8 - 1.0 = 1.8\text{m}$ 。

**【例 2-4】** 用一台 65Y60 型离心油泵从贮罐向反应器输送液态异丁烷, 由泵的性能表中查得该泵在输送流量下的必须汽蚀余量  $(NPSH)_r = 3.5\text{m}$ 。贮罐上方压力为  $6.52 \times 10^5\text{Pa}$  (绝压)。在输送温度下异丁烷的饱和蒸气压为  $6.38 \times 10^5\text{Pa}$ , 密度为  $530\text{kg/m}^3$ 。吸入管路的压头损失为 1.2m。试问当泵的入口位于贮罐内液面以下 1.5m 时, 该泵能否正常工作?

**解:** 首先根据式(2-31)计算出允许安装高度, 与已知的实际安装高度进行比较, 以判断该泵是否能正常工作。

根据题设条件, 由式(2-31)计算允许安装高度

$$\begin{aligned} H_g &= \frac{p_0 - p_v}{\rho g} - [(NPSH)_r + 0.5] - \sum H_{f,0-1} \\ &= \frac{6.52 \times 10^5 - 6.38 \times 10^5}{530 \times 9.81} - [3.5 + 0.5] - 1.2 = -2.51\text{m} \end{aligned}$$

已知泵的实际安装高度为 -1.5m, 大于允许安装高度值。说明该泵将发生汽蚀现象, 不能正常工作。必须将泵的安装位置降低到  $-2.51 - 0.5 = -3.01\text{m}$ , 即在贮罐内液面以下 3.01m 处, 才能正常工作。



## (七) 离心系的工作点与流量调节

### 1. 管路特性曲线与泵的工作点

当离心泵在某一特定的管路系统中工作时, 其压头与流量不仅与离心泵本身的性能有关, 而且还与管路的特性有关。

(1) 管路特性曲线 如图 2-21 所示, 当离心泵安装在特定的管路系统中工作时, 在一定的流量  $Q_e$  下, 管路需要泵提供的压头  $H_e$  可由截面 1-1' 与截面 2-2' 间的柏努利方程式求得, 即

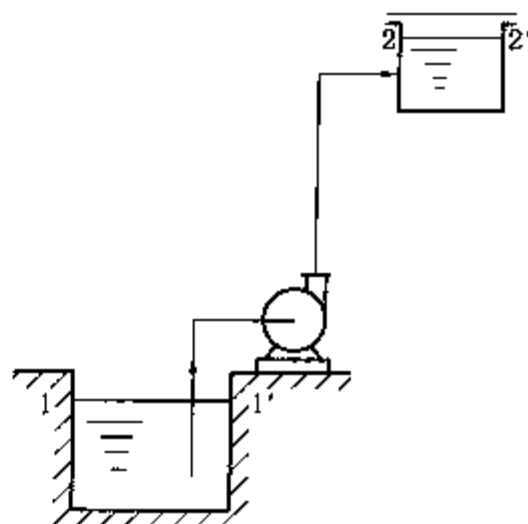


图 2-21 离心泵输液  
管路示意图

$$H_e = (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} + \sum H_{f,1-2}$$

(2-32)

取  $z_2 - z_1 = \Delta z$ ,  $p_2 - p_1 = \Delta p$

$$\text{又} \quad \sum H_{f,1-2} = \lambda \frac{\sum l}{d} \frac{u^2}{2g} = \lambda \frac{\sum l}{d} \left( \frac{4Q_e}{3600\pi d^2} \right)^2 / (2g) = \frac{6.17 \times 10^{-7} \lambda \sum l}{\pi^2 d^5 g} Q_e^2$$

一般  $\frac{u_2^2 - u_1^2}{2g} \approx 0$ , 则

$$H_e = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g} + \frac{6.17 \times 10^{-7} \lambda \sum l}{\pi^2 d^5 g} Q_e^2 \quad (2-33)$$

令

$$A = \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho g}, B = \frac{6.17 \times 10^{-7} \lambda \sum l}{\pi^2 d^5 g}$$

对于固定的输送液体管路, 当操作温度、压力条件一定, 湍流时摩擦系数  $\lambda$  变化很小, 可视为常数, 于是  $A$ 、 $B$  均为定值, 则式(2-33)可简化为

$$H_e = A + BQ_e^2 \quad (2-34)$$

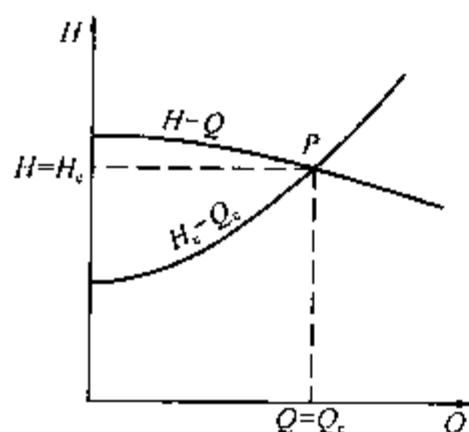


图 2-22 离心泵的工作点

式(2-34)表示了离心泵输液管路中, 管路所需的压头与流量之间的关系, 即在一定的输送液体管路中, 管路所需要的压头  $H_e$  随液体流量  $Q_e$  的平方而变化。如把这一关系标绘在压头与流量的坐标图上, 就得到一条  $H_e \sim Q_e$  曲线, 如图 2-22 所示。因为这一曲线仅与管路条件及其操作条件有关, 而与泵的性能无关, 故称之为管路特性曲线。

(2) 离心泵的工作点 在一定的离心泵输送液体管路中, 对一定的流量, 只有当管路所需要的压头  $H_e$  与泵在同样流量下所提供的压头  $H$  相等时, 才能稳定而连续地完成所要求的输送液体任务。如把泵的特性曲线中  $H \sim Q$  曲线也标绘在图 2-22 上, 与管路特性曲线  $H_e \sim Q_e$  的交点为  $P$ , 只有在  $P$  点, 泵和管路系统的供需才能一致, 即  $Q = Q_e$ ,  $H = H_e$ , 因此将  $P$  点称为泵在该管路上的工作点。对所选择的离心泵, 以一定的转速在一定的管路系统中工作时, 只能在此点工作; 当工作点  $P$  正好落在泵的高效率区时, 说明对该管路系统所选择的

离心泵是适宜的。

## 2. 流量调节

在实际生产中，为了适应生产任务的变化和产品质量的控制，常常需要调节液体的流量。由上述可知，要调节流量，就必须改变泵在管路中工作点的位置。为此，只要改变管路特性曲线或改变泵的特性曲线均可改变泵在管路中工作点的位置，从而达到调节流量的目的。

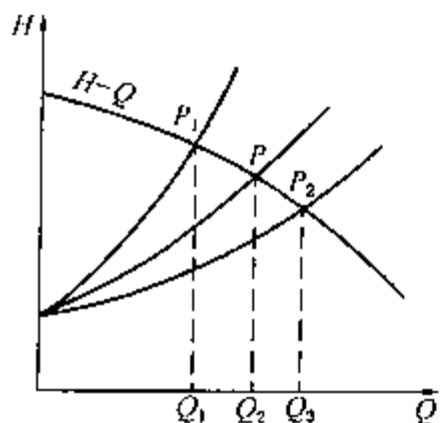


图 2-23 改变阀门开度时流量变化

(1) 改变阀门开度 改变泵的排出管路上的阀门开度，实质上是改变管路特性曲线。如图 2-23 所示，当关小阀门时，管路局部阻力当量长度增大，即式(2-34)中的  $B$  值增加，管路特性曲线变陡，泵在管路中的工作点由  $P$  移至  $P_1$ ，则流量由  $Q$  减为  $Q_1$ ；反之，当开大阀门，管路局部阻力当量长度减小，管路特性曲线变得平坦一些，则泵在管路中的工作点由  $P$  移至  $P_2$ ，流量由  $Q$  增大到  $Q_2$ 。

(2) 改变泵的转速 改变泵的转速实质上是改变泵的特性曲线，如图 2-24 所示，当把转速由  $n$  提高到  $n_1$  时，泵的工作点由  $P$  移至  $P_1$ ，则流量由  $Q$  增大到  $Q_1$ ；反之，当把转速由  $n$  降低到  $n_2$  时，泵的工作点由  $P$  移至  $P_2$ ，则流量由  $Q$  减小到  $Q_2$ 。

(3) 改变叶轮直径 改变叶轮直径实质上是改变泵的特性曲线，如图 2-25 所示，当把叶轮的直径由  $D_2$  切割至  $D'_2$  时，泵的工作点由  $P$  移至  $P'$ ，则流量由  $Q$  减小到  $Q'$ 。通常一个基本型号的离心泵配有几个直径  $D_2$  大小不同的叶轮，或者在车床上将基本叶轮直径车削减小，均可达到调节流量的目的。

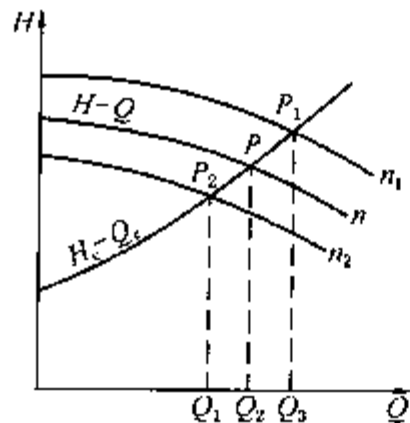


图 2-24 改变转速时流量变化

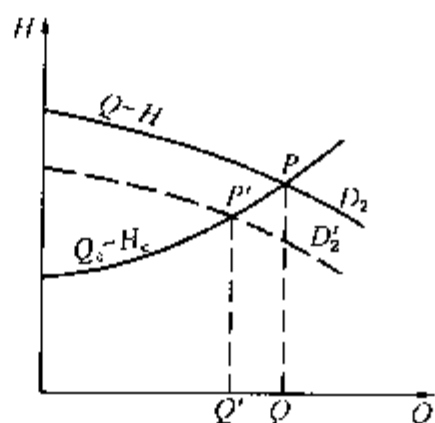


图 2-25 改变叶轮直径时流量变化

以上列举的调节流量方法中，改变泵转速的方法因无额外的能量损耗而比较经济，随着变频调速技术的应用和节能的要求，该方法在炼油化工生产中已越来越多应用。改变叶轮直径的方法也比较经济，但可调节的范围不大，否则会降低泵的效率，只有当泵的原有叶轮直径不符合生产要求或当流量需要定期变动时，才可采取车削叶轮或更换适当的叶轮以调节流量。改变泵的排出管上阀门开度的方法，与上面两个方法相比，虽然因关小阀门会使一部分能量额外消耗在阀门的局部阻力上，不太经济，但由于此法迅速方便，简单易行，且流量可以连续调节，适合炼油和石油化工连续生产的特点，故应用十分广泛。

### (八) 离心泵的并联与串联操作

在实际生产中，当一台泵的流量或压头不能满足输送任务的要求时，可采用几台泵的并联或串联联合工作。此处着重讨论性能相同的两台离心泵的并联与串联操作。

## 1. 并联操作

当生产上需要流量较大或短时间因特殊需要增加流量时，有时可采用离心泵的并联操作。如图 2-26 所示，图中曲线 I 为单台泵的特性曲线，曲线 II 为两台性能相同的泵并联操作时的合成特性曲线，即将单台泵的特性曲线 I 在同一压头下所对应的流量增大一倍，可得到合成特性曲线 II。泵的效率曲线不变。

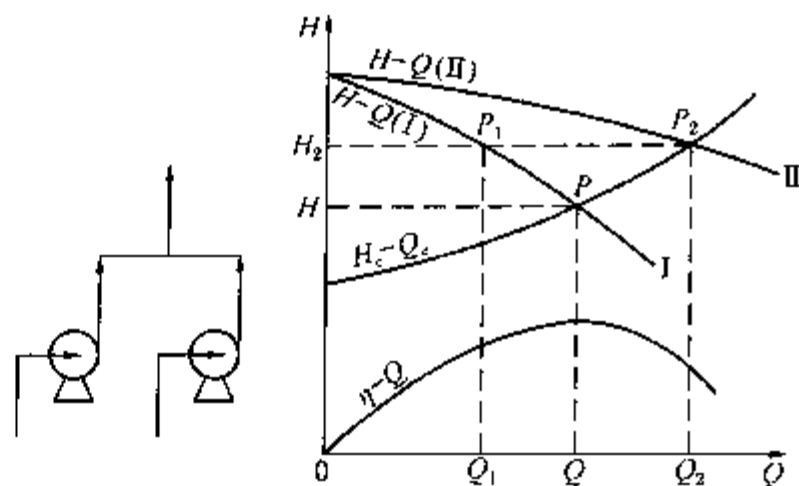


图 2-26 离心泵的并联操作

如图 2-26 所示，两台泵并联操作时的工作点为  $P_2$ ，相应的流量为  $Q_2$ ；其中每台泵的工作点为  $P_1$ ，相应的流量为  $Q_1$ ；并联操作时泵的总效率与每台泵的效率相同，即  $P_1$  点所对应的效率。单泵操作时的工作点为  $P$ ，相应的流量为  $Q$ ，其效率为  $P$  点所对应的效率。由图可见，两台泵并联操作时的总流量大于单台泵单独操作时的流量，即  $Q_2 > Q$ ，但总是小于单台泵单独操作时流量的两倍，即  $Q_2 < 2Q$ ，且并联后的压头比单台泵单独操作时要大些，即  $H_2 > H$ ，这是因为并联时管路阻力损失由于流量的增加而有所增大的缘故。由此可知，并联的泵数愈多，流量增加率愈低，所以三台泵以上的并联操作已无实际意义，一般是两台泵并联操作，且  $P_1$  点所对应的效率不能太低，否则并联操作很不经济。

## 2. 串联操作

当生产上需要的压头很大时，有时可采用离心泵串联操作。如图 2-27 所示，图中曲线

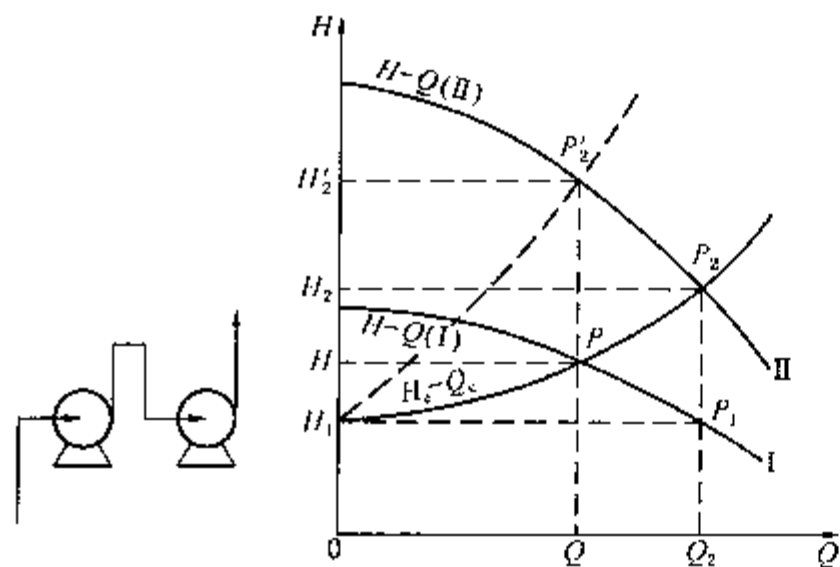


图 2-27 离心泵的串联操作

I 为单台泵单独操作时的特性曲线，曲线 II 为两台性能相同的泵串联操作时的合成特性曲线。该合成特性曲线 II 是将单台泵的特性曲线 I 在同样的流量下压头加倍所得。

如图 2-27 所示，两台泵串联操作的工作点为  $P_2$ ，相应的压头为  $H_2$ ；其中每台泵的工作点为  $P_1$ ，相应的压头为  $H_1$ 。单泵操作时的工作点为  $P$ ，相应的压头为  $H$ 。由图可见，两台泵串联后，流量比单台泵单独操作时大些，且压头

比单台泵单独操作时增大了，但小于单台泵单独操作时压头的两倍，即  $H_2 < 2H$ ，即每台泵的压头都比其单独操作时稍低了一些。综上所述，串联操作中的每台泵与其单独操作时相比，均在较大的流量和较低的压头下工作，如果要保持单独操作时的流量，只有改变管路特性曲线，如图 2-27 中虚线所示。

由于串联操作的流量  $Q_2$  即是串联中每台泵的流量，故串联操作的总效率为  $Q_2$  时的单泵效率，此效率不能太低，否则串联操作很不经济。

应该注意，串联操作时第二台泵所承受的压力最大，其泵壳强度和泵的密封必须十分可靠，并在启动和停泵时应顺序操作。

经过分析可知，泵的串联操作适用于管路特性曲线较陡的情况，否则压头增加不大；而

泵的并联操作适用于管路特性曲线较平坦的情况，否则流量增加不大。

### (九) 离心泵的类型、选择和操作

#### 1. 离心泵的类型

炼油和石油化工中使用的离心泵种类较多，按所输送的液体性质可分为清水泵、耐腐蚀泵、油泵、杂质泵等；按泵轴上叶轮的数目可分为单级离心泵和多级离心泵；按叶轮的吸入方式可分为单吸离心泵和双吸离心泵。各种类型的离心泵按其结构特点各自成为一个系列。以下对炼油和石油化工生产中常用的离心泵类型作一简介。

(1) 清水泵 清水泵简称水泵，用于输送清水和物理、化学性质与清水类似的液体。使用温度不超过  $80^{\circ}\text{C}$ 。常用的水泵有以下几种：

IS 型水泵 是最普通的单级单吸悬臂式离心清水泵，流量范围为  $6.3 \sim 400\text{m}^3/\text{h}$ ，压头范围为  $5 \sim 125\text{mH}_2\text{O}$ 。结构如图 2-28 所示，其系列代号为“IS”，属国际标准编号，型号由五个部分组成，具体意义如以下示例所示。

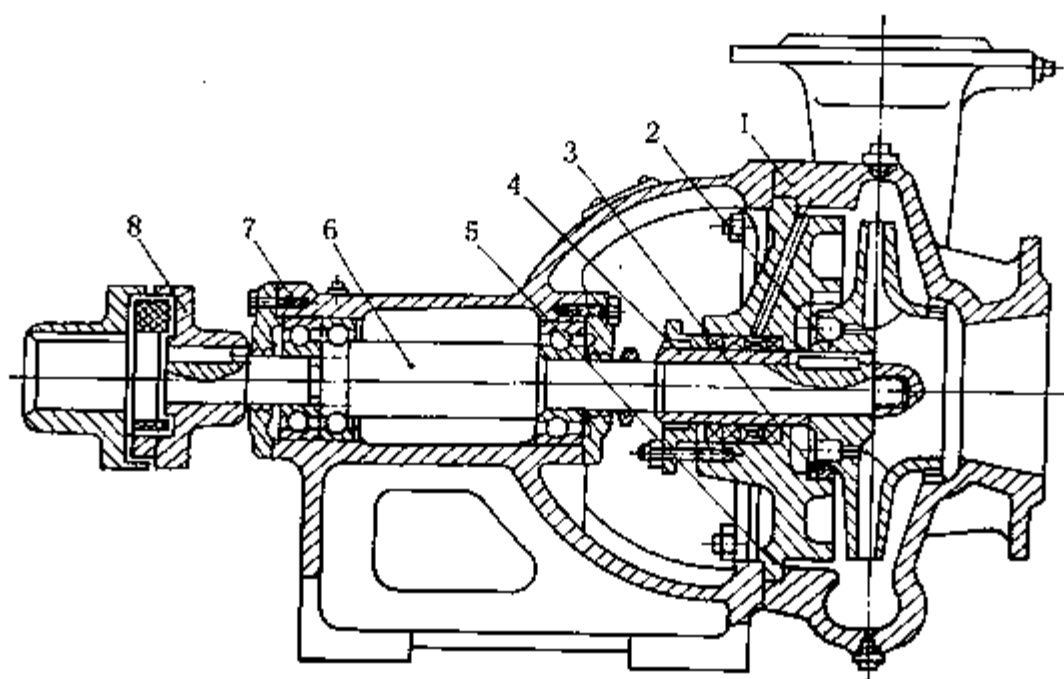


图 2-28 IS 型水泵结构图

1—泵体；2—叶轮；3—密封圈；4—护轴套；5—后盖；6—轴；  
7—托架；8—联轴器部件

型号示例：IS80-65-160A 水泵的型号中，IS—单级单吸离心泵；80—吸入口直径 80mm；65—排出口直径 65mm；160—叶轮名义直径 160mm；A—叶轮经第一次切割。

D 型水泵 系指节段式多级离心水泵，一般有 2~9 级，最多达到 12 级，流量范围为  $6.3 \sim 850\text{m}^3/\text{h}$ ，压头范围为  $50 \sim 1800\text{mH}_2\text{O}$ ，结构如图 2-29 所示。

型号示例：100D45×4 水泵的型号中，100—吸入口直径 100mm；D—节段式多级离心水泵；45—泵设计点单级扬程  $45\text{mH}_2\text{O}$ ；4—泵的级数（即叶轮个数）为 4。

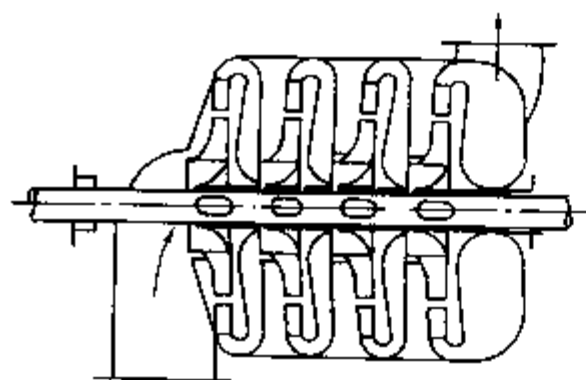


图 2-29 多级离心泵示意图

Sh 型水泵 系指双吸离心泵，流量范围为  $120 \sim 12500\text{m}^3/\text{h}$ ，压头范围为  $9 \sim 140\text{mH}_2\text{O}$ 。双吸离心泵适用于流量大而扬程较小的场合。Sh 为双吸离心泵的系列代号。

(2) 耐腐蚀泵(F 型泵) 是单级单吸悬臂式耐腐蚀离心泵，用于输送酸、碱等腐蚀性液体。它的主要

特点是与腐蚀性液体接触的部件采用耐腐蚀性材料制造，各种耐腐蚀材料代号见表 2-2。F 型泵的另一个特点是对密封要求高，为此 F 型泵多采用机械密封装置。F 型泵的压头范围为 15 ~ 195mH<sub>2</sub>O，流量范围为 2 ~ 400m<sup>3</sup>/h。

表 2-2 F 型泵中与液体接触部件材料代号

材料	1Cr18Ni9	Cr28	一号耐酸 硅铸铁	高硅铁	HT20-40	耐碱铝 铸 铁	1Cr13	1Cr18Ni12 Mo2Ti	硬铅	铝铁青铜 9-4	工程塑料
代号	B	F	IG	GIS	H	J	L	M	Q	U	S

F 型泵符号的编制与 D 型水泵类似，例如 40FM1-26 型泵，其中 40 表示泵吸入口直径为 40mm；F 为单级单吸悬臂式耐腐蚀离心泵的系列代号；M 表示与液体接触部件材料的代号，即铬镍钼钛合金钢；1 表示轴封型式为机械密封装置；26 代表该泵设计点的压头为 26mH<sub>2</sub>O。

(3) 油泵(Y 型泵) 用于输送不含固体颗粒的石油及其产品，其特点是密封要求高，故多用机械密封装置。Y 型泵的压头范围为 60 ~ 603mH<sub>2</sub>O，流量范围为 6.25 ~ 500m<sup>3</sup>/h，温度范围较大，为 -45 ~ 400℃。如 80Y-100×2 型泵，其中 80 表示泵吸入口直径为 80mm；Y 代表单吸离心油泵，双吸为 YS；100 代表泵的单级压头为 100m；2 表示为 2 级。

本书附录中列出了部分 IS 型水泵、F 型泵和 Y 型泵的型号和性能参数，可供选泵时查用。

(4) 杂质泵 因用于输送含有固体颗粒的悬浮液、黏稠的浆液等，故称为杂质泵。其系列代号为 P，又细分为砂泵(PS)、泥浆泵(PN)和污水泵(PW)等。为了适应不易堵塞、耐磨和便于拆洗的要求，这类泵的结构特点为叶轮流道宽、叶片数目少、敞式或半蔽式叶轮，有的泵壳内还衬有耐磨的铸钢护板。

2. 离心泵的选择

选择离心泵的基本原则是在满足输送液体工艺要求的前提下，力求做到经济合理。一般可按下列步骤进行选择：

(1) 根据所输送液体的性质和操作条件，确定泵的类型，如 IS 型泵、F 型泵、Y 型泵以及 P 型泵等。

(2) 根据所输送液体的流量  $Q_v$  和管路所需压头  $H_v$  的大小从泵样本上或产品目录中选择合适的型号。若没有正好合适的型号时，为适应操作条件的变化和留有余地的要求，在保证泵在较高效率下工作的前提下，应使所选择的泵的流量  $Q$  和压头  $H$  均稍大一些。

(3) 若输送液体的密度不同于水的密度时，应按式(2-19)核算泵的轴功率和所配电动机的功率。

3. 离心泵的操作

正确操作离心泵是泵正常运转的重要保证。将离心泵的操作步骤简述如下：

- (1) 灌泵 启动泵前，必须使泵内和吸入管内充满被输送的液体。
- (2) 关闭出口阀启动 在流量为零的情况下启动，使泵所需要的功率最小，以免在启动瞬间因电机过载而烧坏。当泵启动后待其达到正常转速、压力表和真空表有正常稳定的指示后，应逐渐打开出口阀，直至达到所要求的流量为止。

(3) 检查 在泵运转过程中，要经常检查压力表和真空表读数是否正常，轴承的润滑情况是否良好，以及泄漏、机器振动、声响等情况，如发现异常现象，应查明原因，并及时处理。

(4) 停泵 应先关闭出口阀再断电停泵。否则，突然停泵，会使排出管路中的高压液体倒流回泵体内，导致叶轮倒转，甚至于打坏叶轮。如果长时间停泵，还应将泵体及管路中的液体放净，以免锈蚀和冬季结冰冻裂。

【例 2-5】 用泵将 98% 的浓硫酸自常压贮槽送到表压为  $1.96 \times 10^5 \text{ Pa}$  的设备，要求流量为  $13 \text{ m}^3/\text{h}$ ，输送管路的起始与终止截面间的高度差为  $6 \text{ m}$ ，全部压头损失为  $5 \text{ m}$ ，硫酸的密度为  $1800 \text{ kg/m}^3$ 。试选择合适的离心泵型号。

解：输送浓硫酸，宜用 F 型耐腐蚀离心泵，其材质宜用灰口铁，即选用 FH 型耐腐蚀离心泵，要求输送流量  $Q_e = 13 \text{ m}^3/\text{h}$ 。列贮槽液面至设备管口截面间柏努利方程式，求解有效压头，忽略动压头差，则有

$$\begin{aligned} H_e &= (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + \sum H_{f,1-2} \\ &= 6 + \frac{1.96 \times 10^5 - 0}{1800 \times 9.807} + 5 \\ &= 6 + 11.1 + 5 = 22.1 \text{ m} \end{aligned}$$

根据  $Q_e = 13 \text{ m}^3/\text{h}$  和  $H_e = 22.1 \text{ m}$ ，由本书附录 F 型泵性能表中选择 50F-25 型泵，即 50FH-25 型泵。其性能为： $Q = 14.4 \text{ m}^3/\text{h}$ ； $H = 24.5 \text{ m}$ ； $N = 1.8 \text{ kW}$ ； $\eta = 53.5\%$ 。

因为性能表中所列的轴功率系用水测定的，而今输送密度为  $1800 \text{ kg/m}^3$  的 98% 的浓硫酸，故轴功率应按式(2-19)换算，即

$$N' = N \frac{\rho'}{\rho} = 1.8 \times \frac{1800}{1000} = 3.24 \text{ kW}$$

### 三、往复泵

#### (一) 往复泵的结构和工作原理

往复泵由两大部分组成，即直接输送液体的泵缸(或液缸)部分和从原动机将动力传给泵缸的传动部分。如图 2-30 所示，为单动(单作用)往复泵装置简图。

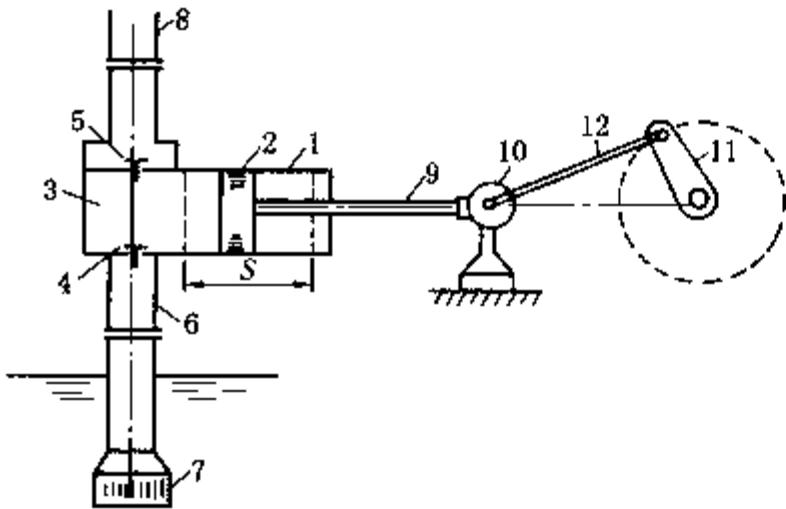


图 2-30 单动往复泵装置简图

1—泵缸；2—活塞；3—阀室；4—吸入阀；5—排出阀；  
6—吸入管；7—滤网；8—排出管；9—活塞杆；10—十字头；11—曲柄；12—连杆

泵缸部分主要部件有泵缸、活塞、阀室、吸入阀、排出阀、活塞杆。吸入阀和排出阀均为单向阀，因此也叫单向活门。工作时由原动机带动曲柄和连杆旋转，通过十字头将旋转运动变成活塞的往复运动。活塞在泵缸内左右移动所到达的顶点(如图中泵缸内虚线所示)为左、右“死点”，两死点间的距离(即活塞的行程)称为冲程，以  $s$  表示。泵缸内活塞与阀门之间的空间称为工作室。

往复泵是典型的容积式泵，其工作原理与离心泵不同，它是靠活塞在泵缸内往复运动，使工作室的容积变化来输送液体的。当活塞自左向右移动时，工作室容积增大，形



成低压。这样，排出阀因排出管中的液体压力而关闭，而吸入阀便被吸入管中的液体压力推开，将液体吸入泵内，这就是吸液过程。当活塞移至右死点时，吸液过程即告结束。当活塞自右向左移动时，由于活塞的挤压使泵内液体压力增大，吸入阀受压而关闭，排出阀则被推开，将液体排至排出管，这就是排液过程。当活塞移至左死点时，排液过程结束。因此，活塞不断地往复运动，工作室就交替地吸液和排液。可见，往复泵是通过活塞将机械能以压力能的形式传递给液体的。

活塞往复一次，即双冲程，为一个工作循环。在一个工作循环中吸液和排液各一次，这种往复泵称为单缸单动泵（即单作用泵）。显然，单缸单动泵的排液是不连续的，且由于活塞的往复运动是变速的，即在一个冲程中活塞速度先是由零加速到最大，而后速度由最大减速到零，因而排液量是随活塞的不等速运动而相应的起伏，成正弦曲线的形状，如图 2-31(a) 所示。

为了改善单缸单动泵排液的不连续性和不均匀性，可采用单缸双动泵或三缸单动泵。如图 2-32 所示，为单缸双动泵的示意图。

单缸双动泵（即双作用泵）的泵缸左端和右端均有一个吸入阀和一个排出阀，即活塞两侧各有一个工作室。所以，活塞在一个冲程中，一个工作室吸液，而另一个工作室同时排液，在一个工作循环（即双冲程）中，有两次吸液和两次排液，故单缸双动泵的排液是连续的。但由于活塞的变速运动，其排液曲线仍有起伏，即排液量仍是不均匀的，如图 2-31(b) 所示。

三缸单动泵（即三联泵）是由三台单动泵并联而成，即将三台单动泵的三个曲柄互成  $120^\circ$  设置，曲柄每转一周（即一个工作循环），三个单动泵各进行一次吸液和一次排液，即共有三次吸液和三次排液。因此，与单缸双动泵相比，三联泵的排液比较均匀些，其排液曲线如图 2-31(c) 所示。

除了采用多动泵提高排液的均匀性外，通常采取在排出阀上方设置空气室的措施，如图 2-33 所示，为排出阀上方带有空气室的单缸双动往复泵。利用空气室内空气的压缩与膨胀来贮存和放出部分液体，对排液的波动起缓冲作用。在一个工作循环中，当活塞一侧的排液量大时，一部分液体被压入该侧的空气室；当该侧排液量小时，空气室中的一部分液体又可被压到泵的排出口，通过此法，可以提高排液的均匀程度。

### (二) 往复泵的分类

往复泵依据动力来源、结构特点、工作方式等可有以下分类方法。

1. 按照动力来源和传动装置，可分为
  - (1) 动力泵 由原动机通过曲柄连杆机构使活塞作往复运动。
  - (2) 直接作用泵 泵缸和动力缸中的两个活塞，

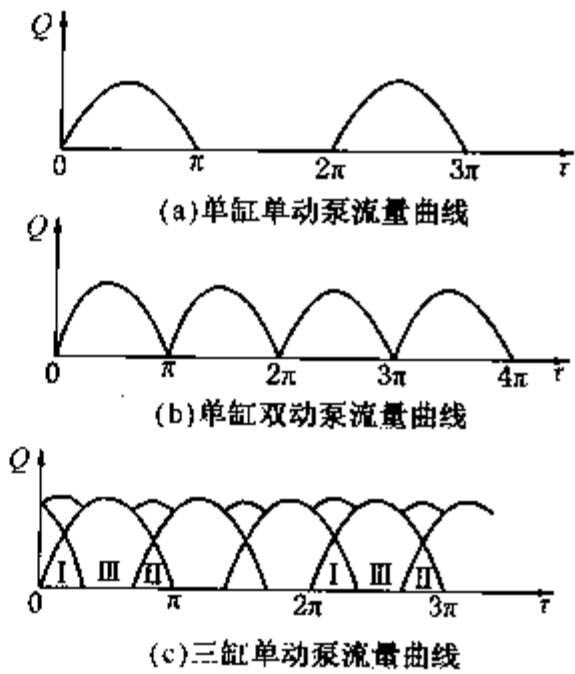


图 2-31 往复泵的排液曲线图

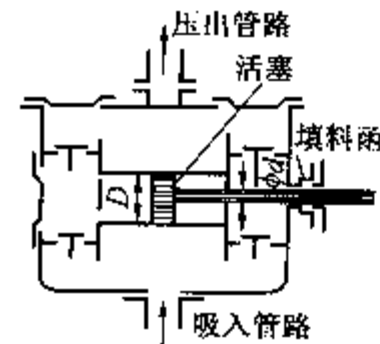


图 2-32 单缸双动往复泵示意图

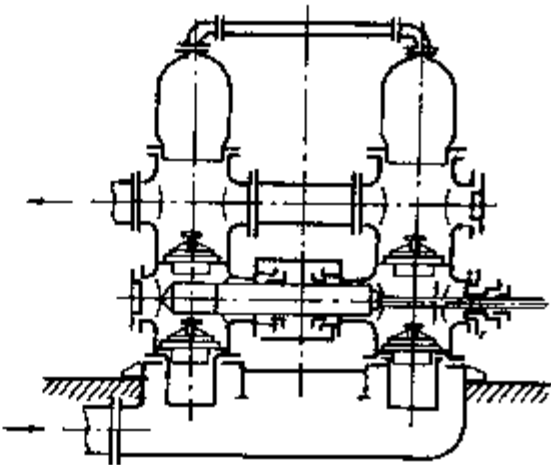


图 2-33 带空气室的单缸双动往复泵



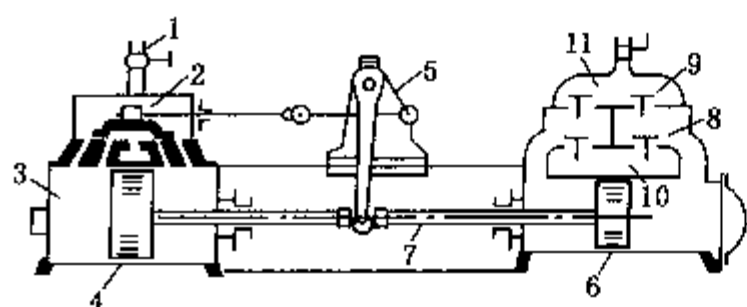


图 2-34 蒸汽直接作用泵

1—蒸汽阀；2—蒸汽分配阀(滑阀)；3—气缸；4—汽缸活塞；5—滑阀传动装置；6—泵缸活塞；7—拉杆；8—吸入阀；9—排出阀；10—吸入口；11—排出口

通过同一根活塞杆来传动作往复运动。传动的工作介质通常有蒸汽、压缩空气、压力油等。炼油厂和石油化工厂常用蒸汽作动力直接作用泵，如图 2-34 所示。

## 2. 按照活塞的形状，可分为

(1) 活塞泵 泵缸活塞的直径较大，厚度较小，其上装有胀圈密封。

(2) 柱塞泵 泵缸活塞的直径较小，长径比较大，形状如柱，故称为柱塞，其上没有胀圈，靠活塞杆上的盘根密封。柱塞泵与活塞泵

相比，可以承受较大的轴向力，故适用于较高的操作压力。

## 3. 按照工作方式，可分为

(1) 单缸单动泵；(2) 单缸双动泵；(3) 三缸单动泵；(4) 双缸双动泵。

## (三) 主要性能和特性曲线

往复泵的性能参数，同离心泵一样是选用泵的基本依据。但由于往复泵是通过活塞的往复运动进行吸液和排液，因此其性能参数的变化规律也就与离心泵不同。

## 1. 往复泵的性能参数

(1) 流量 往复泵的理论流量  $Q_T$  (不考虑漏损) 取决于活塞扫过泵缸的全部体积。

对单缸单动泵，其理论流量为

$$Q_T = Fsn = \frac{\pi}{4} D^2 sn \quad (2-35)$$

式中  $Q_T$ ——理论流量， $m^3/min$ ；

$F$ ——活塞截面积， $m^2$ ；

$D$ ——活塞或柱塞直径， $m$ ；

$s$ ——活塞或柱塞的冲程， $m$ ；

$n$ ——活塞或柱塞每分钟的往复次数， $1/min$ 。

对单缸双动泵，需要考虑活塞杆所占的截面积  $f$  (直径为  $d$ )，故其理论流量为

$$Q_T = (2F - f)sn = \frac{\pi}{4} (2D^2 - d^2)sn \quad (2-36)$$

式中  $d$ ——活塞杆直径， $m$ ；

$f$ ——活塞杆截面积， $m^2$ 。

实际上，由于填料函、阀门、活塞或柱塞等密封不严，以及吸入阀和排出阀启闭不及时等原因，往复泵的实际流量  $Q$  小于其理论流量，即

$$Q = \eta_0 Q_T \quad (2-37)$$

式中  $\eta_0$  为往复泵的容积效率，其值由实验测定。容积效率与往复泵的结构和加工精密程度、被输送液体的性质、活塞每分钟的往复次数、压头大小及操作情况等密切相关。一般，对  $Q > 200 m^3/h$  的大型泵， $\eta_0 = 0.95 \sim 0.97$ ；对  $Q = 20 \sim 200 m^3/h$  的中型泵， $\eta_0 = 0.9 \sim 0.95$ ；对  $Q < 20 m^3/h$  的小型泵， $\eta_0 = 0.8 \sim 0.9$ 。输送冷水时， $\eta_0 = 0.9$  左右；输送热水时， $\eta_0 = 0.6$  左右；输送油品时， $\eta_0 = 0.7 \sim 0.8$ 。活塞每分钟往复次数多时，阀门启闭频繁，其

$\eta_Q$  下降；往复泵的压头增加时，不严密处易漏损，其  $\eta_Q$  下降。综合上述，对操作正常的往复泵，其  $\eta_Q = 0.80 \sim 0.95$ ，通常取  $\eta_Q = 0.9$ 。

(2) 压头 从往复泵的工作原理可知，它是通过活塞将机械能以压力能的形式传递给液体的。因此，往复泵的有效压头可表示成活塞对单位重量液体所做的功，即提供的有效能量，以  $H$  表示，单位为  $m$ 。

(3) 功率 同离心泵一样，其有效功率  $N_e$  为

$$N_e = QH\rho g \quad (2-38)$$

同离心泵一样，由于漏损造成的容积损失、流体流动阻力造成的水力损失和机械摩擦造成的机械损失等，轴功率  $N$  大于有效功率  $N_e$ ，即  $N > N_e$ 。

对动力泵，在选择原动机的功率时，除了考虑以上各种损失外，还须考虑传动装置的传动损失以及原动机本身的损失。另外，为了保证安全操作，原动机的功率还要比计算值稍大一些，即要乘以安全系数  $K$ ，通常  $K = 1.1 \sim 2$ 。

(4) 效率 是计入容积损失、水力损失和机械损失的泵的效率，以  $\eta$  表示，即

$$\eta = \frac{N_e}{N} \quad (2-39)$$

由于液体在往复泵内的流动情况较离心泵简单，因而往复泵的效率较高，一般  $\eta = 0.7 \sim 0.95$ 。

## 2. 特性曲线

往复泵的特性曲线为压头与流量关系曲线，即  $H \sim Q$  曲线。由式(2-35)和式(2-36)可知，当往复泵的结构尺寸和活塞每分钟的往复次数一定时，其理论流量就是定值，与泵的压头无关，如图 2-35 中实线所示。而往复泵的压头与泵的几何尺寸无关，只取决于管路系统的需要，即由管路特性曲线决定。只要泵的机械强度允许和原动机功率(或蒸汽的压力)足够大，管路系统需要多高的压头，往复泵就能提供多大的压头。这种特性称为正位移特性，即往复泵属正位移泵。

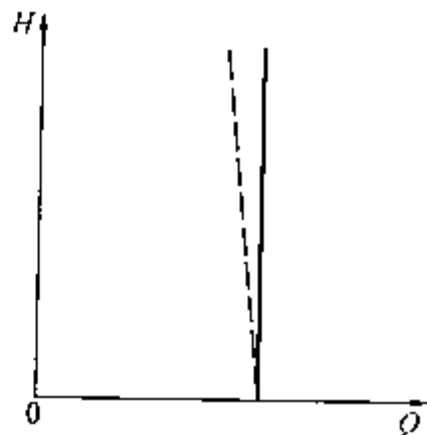


图 2-35 往复泵的特性曲线

实际上，随泵压头的增加，其容积效率下降，故往复泵的实际流量与压头的关系如图 2-35 中的虚线所示，即为往复泵的特性曲线  $H \sim Q$ ，表明往复泵的流量随压头的增加而略有下降。

## (四) 安装高度

与离心泵一样，往复泵也是借助于贮液槽液面上的压力与泵缸内低压之间的压力差吸入液体的，所以往复泵的安装高度也有一定的限制。并且往复泵的允许安装高度也由泵的工作处的大气压、输送的液体性质和温度而定。但是，往复泵内的低压，是靠其工作室容积的扩张造成的，所以在启动泵之前，不像离心泵那样需要灌泵，即往复泵有自吸能力。

## (五) 工作点及流量调节

原则上，往复泵的工作点也是由管路特性和泵的特性共同决定的，是两特性曲线的交点。但是，由于往复泵的正位移特性，随着管路特性的改变，往复泵的工作点只能在其近于垂直的特性曲线上移动，而流量几乎不变，如图 2-36 所示。

由上可知，往复泵不能采取改变出口阀的开度来调节流量，因为改变出口阀的开度非但不能调节流量，甚至会造成危险。一旦出口阀完全关闭，泵缸内的液体既排不出去，又不可

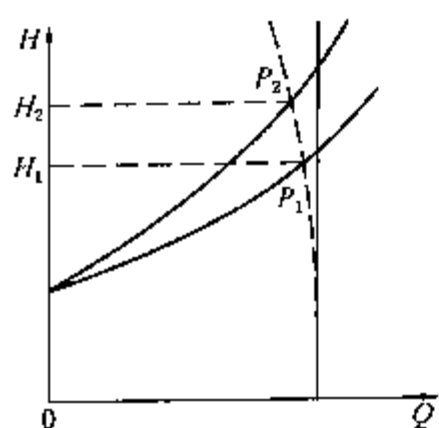


图 2-36 往复泵的工作点

压缩，其内压力将急剧上升，将会导致泵体、管线破损或电动机烧毁。为此，往复泵的流量调节方法有：

(1) 旁路调节 图 2-37 所示为一旁路调节流量示意图。因为往复泵排出的流量一定，借助旁路阀改变通过旁路回注的流量，以达到调节主管路中流量的目的。这一调节方法并没有改变泵的排量，只是改变了流量在主管路和旁路之间的分配而已。旁路调节方法虽不经济，但因其简单易行，所以在流量调节幅度不大的经常性调节中广泛采用。

(2) 改变曲柄转速或活塞冲程 由式(2-35)和式(2-36)可知，改变曲柄转速(即活塞每分钟往复次数)或活塞冲程，可以改变泵的流量。这种调节方法实质上是改变泵的特性曲线来改变工作点以达到调节流量的目的，如图 2-38 所示。

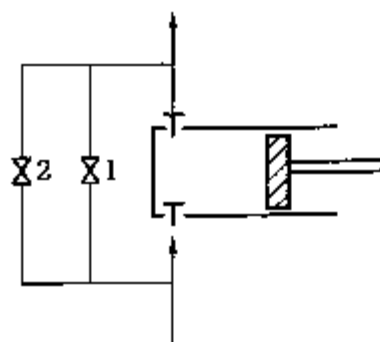


图 2-37 往复泵旁路调节流量示意图

1—旁路阀；2—安全阀

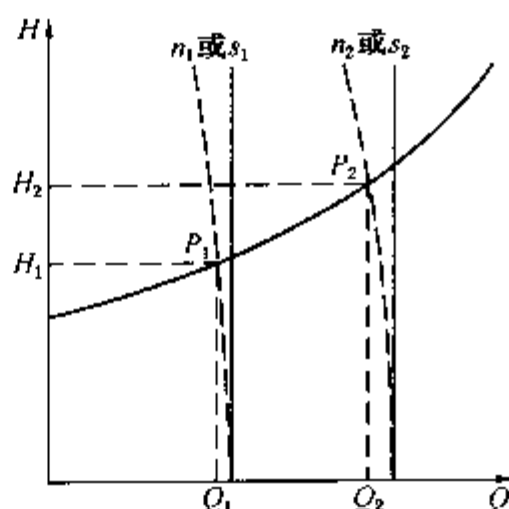


图 2-38 改变往复泵特性曲线的流量调节

对动力泵，电动机是通过减速装置与往复泵相连接的，所以改变减速装置的传动比可以方便地改变曲柄转速，或通过改变曲柄销的位置可以方便地改变冲程，以达到调节流量的目的；对蒸汽直接作用泵，可以很方便地调节进入蒸汽缸的蒸汽压力以达到调节流量的目的。因此，改变曲柄转速或调节活塞冲程是常用的经济方法。

## 四、其他类型的泵

### (一) 旋转泵

旋转泵的主要部件是泵壳和其内的转子。它的工作原理与往复泵类似，是通过转子旋转使工作室容积的变化实现吸入和排出液体的，又称转子泵。因此，它属于容积式泵，其形式很多，下面介绍炼油和石油化工生产中常见的两种旋转泵，即齿轮泵和螺杆泵。

#### 1. 齿轮泵

齿轮泵属正位移泵，其结构示意图如图 2-39 所示。齿轮泵的主要部件为泵体和两个相互啮合的齿轮，其中一个为主动轮，固定在与电动机直接相联的泵轴上；另一个为从动轮，安装在另一个与泵轴平行的轴上。两齿轮把泵体内分为吸入空间 A 和排出空间 B。当泵启动后；两齿轮按图中箭头方向反向旋

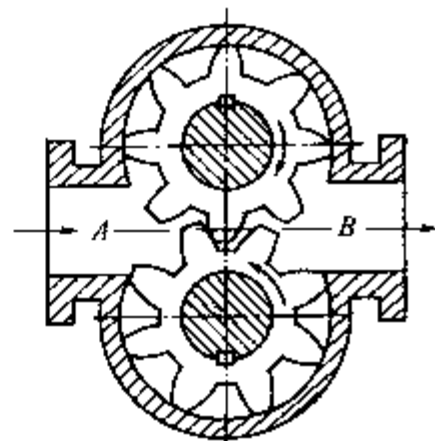


图 2-39 齿轮泵示意图

转。在吸入空间内，由于两轮啮合的齿互相分开时形成低压，将液体吸入。吸入的液体分两路封闭在齿穴与泵壳内壁间被强行推送到排出空间。在排出空间，两齿轮的齿互相合拢，产生管路需要的压力而将液体排出。齿轮泵的流量调节和操作与往复泵相同。

齿轮泵的成本低，容易制造，工作可靠，有自吸能力，维修方便；但效率较低，操作时有振动，噪声较大。齿轮泵的流量较小，但可产生较高的压头。在炼油厂和石油化工厂常用来输送黏度较大的液体（如润滑油、燃料油、甘油等）和膏状物料，但不宜用于输送含有固体颗粒的悬浮液。

国产齿轮泵 Ch 和 CY 型，其流量范围为  $1.08 \sim 38\text{m}^3/\text{h}$ ，压头约 25m；KCB 型流量范围为  $1.1 \sim 5\text{m}^3/\text{h}$ ，压头为 33 ~ 145m。齿轮泵输送物料的黏度可达  $100 \sim 800\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

2. 螺杆泵

螺杆泵主要由泵壳和一个或一个以上的螺杆所组成。如图 2-40(a)、(b)和(c)所示，为单螺杆泵、双螺杆泵和三螺杆泵的简图。单螺杆泵的工作原理是靠螺杆在具有内螺旋的泵壳中偏心转动，将液体沿轴向前推进，挤压到排出口排出。双螺杆泵与齿轮泵十分相似，它是利用两根相互啮合、反向转动的主动螺杆和从动螺杆来挤压、排送液体的。当所需要的压头很高时，还可采用多螺杆泵。

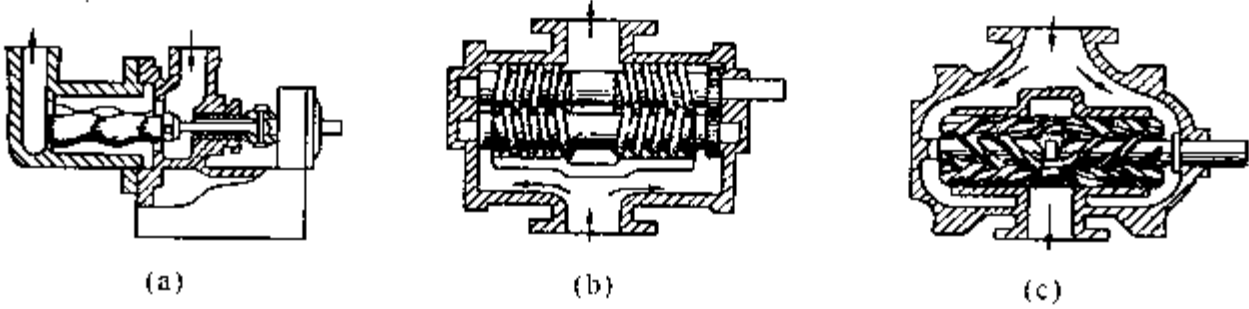


图 2-40 螺杆泵

螺杆泵的转速在  $3000\text{r}/\text{min}$  以下，最大出口压力可达  $1.72 \times 10^7\text{Pa}$ ，流量范围为  $1.5 \sim 500\text{m}^3/\text{h}$ 。与齿轮泵相比，螺杆泵效率高，无噪音，无振动，流量均匀，特别适用于在高压下输送黏稠性液体，如燃料油和高黏度的聚合物等。

(二) 旋涡泵

旋涡泵是一种特殊类型的离心泵，其结构示意图如图 2-41 所示，由泵壳和叶轮组成。泵壳呈圆形，吸入口和排出口均在泵壳的顶部，相互对称。叶轮是一个圆盘，圆盘外边缘的两侧都铣有许多凹槽形的径向叶片。叶轮与泵壳之间形成流道，吸入管接口和排出管接口之间为间壁，间壁与叶轮之间只有很小的间隙，借以分隔吸入腔和排出腔。

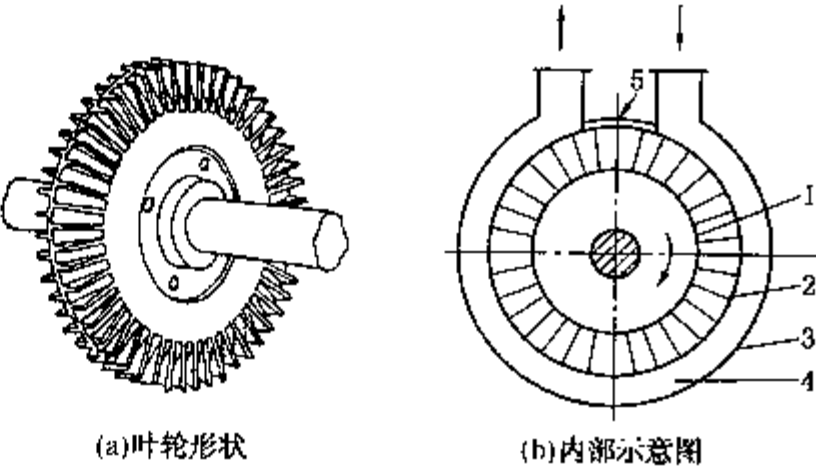


图 2-41 旋涡泵

1—叶轮；2—叶片；3—泵壳；4—引水道；  
5—吸入口与排出口的间壁

当叶轮高速旋转时，由于离心力的作用，将叶片凹槽中的液体以一定的速度甩向流道。在截面较宽的流道内，液体减速，一部分动能转变为压力能。与此同时，叶片凹槽内侧因液体被甩出而形成低压，因而流道内压力较高的液体又可进入叶片凹槽内，再度受离心力作用被甩出而进一步提高压力能。这样，液体由吸入口到排出口，多次经过叶片凹槽与流道间的

反复旋涡运动，使液体到达出口时具有较高的压头。

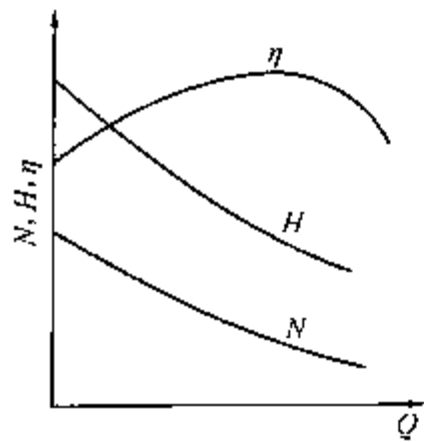


图 2-42 旋涡泵的特性曲线

液体在旋涡泵中所获得的能量，与液体在流道流动过程中反复进入叶轮外缘凹槽中的次数(即旋涡次数)有关。当流量较小时，液体在流道内的运动速度较小，液体进入叶轮外缘凹槽的平均次数增多，则泵的压头必然增大，且功率也较大；相反，流量较大时，则泵的压头必然较小，且功率较小。因此，与离心泵相比，旋涡泵的特性曲线中， $H \sim Q$  曲线与离心泵相似，但呈陡降形，而  $N \sim Q$  曲线与离心泵相反，流量愈小，则功率愈大，如图 2-42 所示。由于液体在旋涡泵中流动时产生剧烈的旋涡运动，会造成较大的能量损失，故旋涡泵的效率低，一般为 20% ~ 50%。与离心泵相比，在同样大小的叶轮和转速下，产生的

压头比离心泵高 2 ~ 4 倍。

旋涡泵的流量小，压头高，体积小，结构简单，容易加工，但效率较低。旋涡泵适用于流量小、压头高的场合及输送无悬浮颗粒、黏度不高的液体。

旋涡泵与离心泵一样，启动时泵内也需要充满液体(即灌泵)；但与离心泵所不同的是启动时不能关闭出口阀，且调节流量时不能用改变出口阀的开度来调节，而要采取旁路调节，这一点又与往复泵的操作方法一样。

我国生产的旋涡泵，流量范围为 0.36 ~ 16.9m<sup>3</sup>/h，压头范围为 16 ~ 132m。

(三) 隔膜泵

当输送腐蚀性强或含有悬浮物的液体时，为了避免活塞受到腐蚀或磨损，可采用隔膜泵，如图 2-43 所示。

隔膜泵的特点是采用弹性薄膜(耐腐耐磨的橡胶、皮革、塑料或金属薄片制成)将活柱与被输送的液体隔开。隔膜的左侧所有与液体接触的部分均由耐腐蚀材料制成或涂有耐腐蚀物质；隔膜右侧充满油或水。当泵的活柱往复运动时，迫使隔膜交替地向两侧弯曲，引起隔膜左侧压力变化，则将液体轮换地吸入和排出。因此，隔膜泵也属于往复泵的一类，这种泵技术要求高，易损坏，难维修。

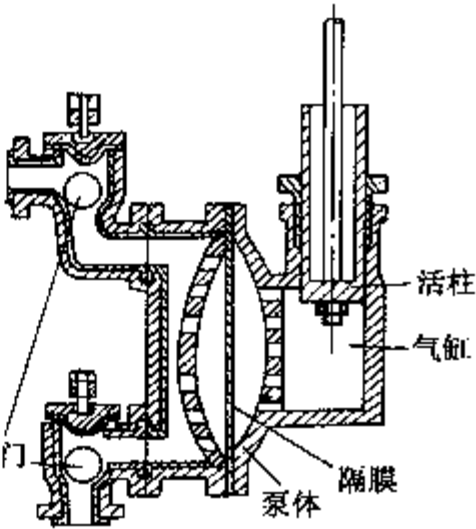


图 2-43 隔膜泵

(四) 计量泵(比例泵)

在石油化学工程中，有时要求精确地输送流量恒定的液体或将几种液体严格地按一定比例进行输送，计量泵能够很好地满足这些要求。计量泵也称比例泵，是往复泵的一种，除装设有一套可以准确而方便地调节活柱冲程的机构外，其基本结构与往复泵相同，如图 2-44 所示，为柱塞式计量泵。

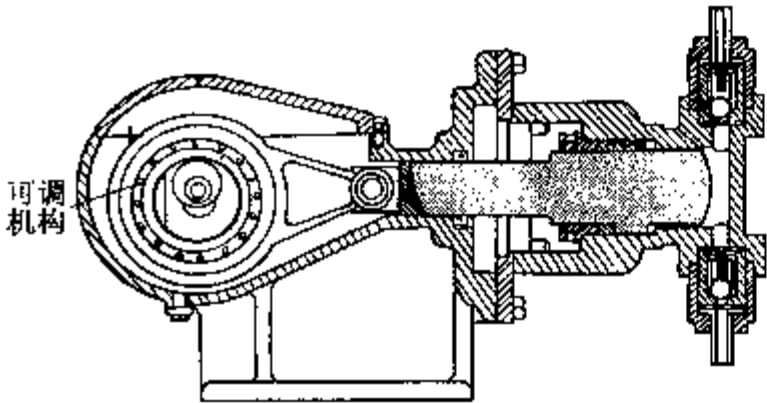


图 2-44 柱塞式计量泵

计量泵的流量调节机构是借助于往复泵流量固定的特点而设计的。当通过可以调节的偏心机构改变偏心轮的偏心程度时，活柱



的冲程也就随之改变。由式(2-35)可知,在单位时间内活柱的往复次数不变的情况下,流量与冲程成正比。

若需要定量或按比例输送剧毒、易燃、易爆和腐蚀性的液体时,可以采用隔膜式计量泵。

(五) 轴流泵

轴流泵也是一种叶轮泵,但它的叶轮与离心泵不一样,而是一个圆柱体,轴流泵的简图如图2-45所示。转轴带动浸在液体内的圆柱体叶轮旋转时,液体受到叶轮上螺旋形叶片推力的作用,沿轴向经吸入管吸入,流经泵内固定在泵体上的导叶与锥形渐扩管泵体构成的导流器,将液体的动能转换为压力能,并从排出管排出。

轴流泵的特点是压头较小,但流量较大; $H \sim Q$ 曲线很陡, $N \sim Q$ 曲线与离心泵相反,流量愈小,所需的功率愈大;高效操作区很小。因此,轴流泵通常用于大流量、低压头、流量调节范围不大的液体输送场合。

轴流泵叶轮是浸没在液体中的,如叶轮高出液面,启动泵时同样需要事先灌泵。轴流泵一般不设置出口阀,常借助于改变叶轮转速进行流量调节。

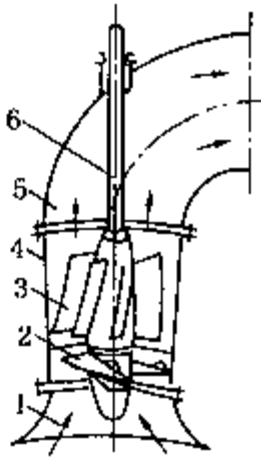


图 2-45 轴流泵简图  
1—吸入室；2—叶片；  
3—导叶；4—泵体；  
5—排液弯管；6—转轴

五、各类型泵的比较

以上讨论的各类泵,各有其特点和适用场合。目前,在炼油和石油化工生产中,离心泵的应用最广泛,这是由于离心泵不但结构简单紧凑、造价低、易安装、易维修和能与电动机直接相联,而且其流量均匀、易于调节、可用各种耐腐蚀材料制造和能输送腐蚀性和含有悬浮物的液体;其缺点是压头一般不高,没有自吸能力,效率稍低。

往复泵的优点是压头高、流量固定、有自吸能力、效率较高;但其结构比较复杂,又需要传动机构,振动大,体积大,维修麻烦,造价较高。因此,往复泵适用于压头高、流量较小、输送黏度较大的液体或利用锅炉蒸汽作动力的情况。过去长期用来输送易燃易爆液体的蒸汽往复泵,近年来由于防爆电机

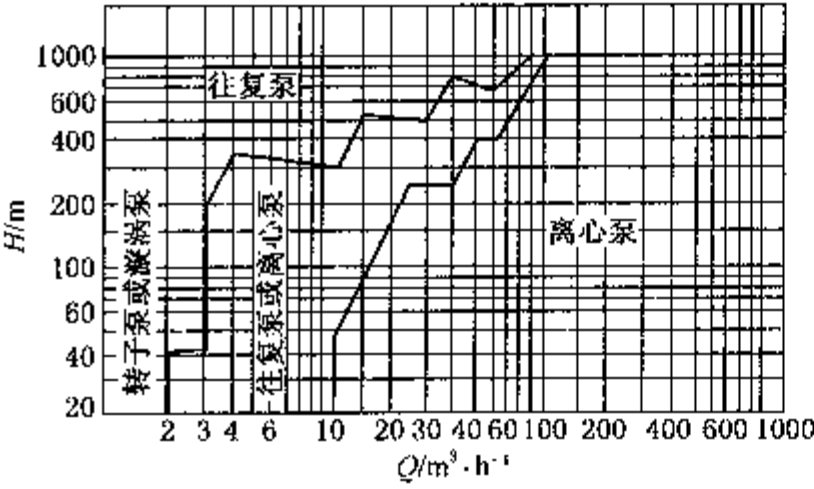


图 2-46 几类泵的适用范围

示,可供根据输送任务选择泵时参考。

第二节 气体输送机械

炼油和石油化工中所用到的气体输送机械和压缩机械的基本形式和工作原理,与液体输送机械类似,也可以分为离心式、往复式、旋转式和流体作用式。但由于气体具有压缩性,

旋转泵结构紧凑,流量比较均匀,其他特点与往复泵相同,一般用于小流量、高压头的场合,特别适用于高黏度液体的输送。

几类主要泵的适用范围如图2-46所示。

几类主要泵的适用范围如图2-46所示。



在输送过程中,当压力发生变化时,其体积和温度也随之发生变化。气体的压力变化程度常用压缩比来表示,压缩比是指气体排出绝对压力与吸入绝对压力的比值。不同的生产过程和条件,对气体压缩比的要求很不一样;而不同的压缩比,对气体输送和压缩机械的结构、形状等有很大的影响。因此,气体输送和压缩机械除了按其结构和工作原理分为离心式、旋转式和往复式外,还按其终压(即出口压力)和压缩比大小分成以下四类,即

- (1) 通风机 终压不大于  $15\text{kPa}$ (约  $1500\text{mmH}_2\text{O}$ , 表压), 压缩比为  $1 \sim 1.15$ ;
- (2) 鼓风机 终压为  $15 \sim 300\text{kPa}$ (表压), 压缩比  $< 4$ ;
- (3) 压缩机 终压  $> 300\text{kPa}$ (表压), 压缩比  $> 4$ ;
- (4) 真空泵 在设备中形成真空, 其终压为当地当时的大气压力, 压缩比则根据所形成的真空度决定, 但一般较大。

## 一、通风机

常用的通风机有轴流式和离心式两种类型, 如图 2-47 和图 2-48 所示。轴流式通风机排风量大, 但所产生的风压很小, 在工业生产中的空冷器和冷却水塔以及操作间作通风换气之用。下面着重讨论离心式通风机。

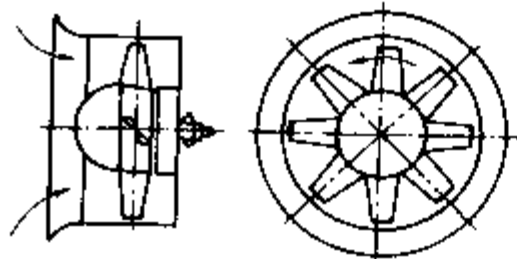


图 2-47 轴流式通风机示意图

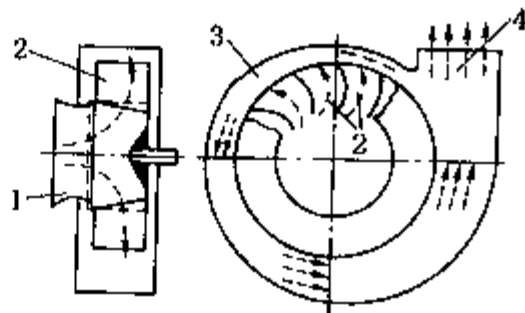


图 2-48 离心式通风机工作原理示意图  
1—进风口; 2—叶轮; 3—机壳; 4—出风口

### (一) 离心通风机的基本结构和工作原理

如图 2-48 所示, 离心通风机与离心泵一样, 在蜗形机壳 3 内装有高速旋转的叶轮 2, 1 为靠近机壳中心处的进风口, 4 为与机壳周边相切的出风口。叶轮上的叶片比离心泵多且短, 而且形状可以是后向叶片, 也可是径向和前向叶片, 而高压通风机则多采用后向叶片。其工作原理与离心泵完全相同。

按照离心通风机所产生的风压大小, 又可将其分为:

- (1) 低压离心通风机 风压  $\leq 100\text{mmH}_2\text{O}$ (表压);
- (2) 中压离心通风机 风压为  $100 \sim 300\text{mmH}_2\text{O}$ (表压);
- (3) 高压离心通风机 风压为  $300 \sim 1500\text{mmH}_2\text{O}$ (表压)。

### (二) 离心通风机的性能参数和特性曲线

与离心泵类似, 离心通风机的性能也是由其性能参数表示的, 它的性能参数主要有:

(1) 风量 风量是指单位时间内从风机出口排出的气体体积, 并以风机入口处气体的状态计, 以  $Q$  表示, 单位为  $\text{m}^3/\text{s}$ , 或  $\text{m}^3/\text{min}$ 、 $\text{m}^3/\text{h}$ 。

(2) 风压 习惯上把风机的压头表示为单位体积的气体流过风机时所获得的能量, 以  $p_T$  表示, 单位为  $\text{J}/\text{m}^3$  或  $\text{N}/\text{m}^2$ 。由于与压力单位相同, 所以把通风机的压头  $p_T$  常称为风压。

如取  $1\text{m}^3$  气体为基准, 由通风机进口截面 1 与出口截面 2 之间的柏努利方程式可得

$$H\rho g = (z_2 - z_1)\rho g + (p_2 - p_1) + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2}\rho + \rho g \sum H_f$$

因上式中 $(z_2 - z_1)\rho g$ 很小,可忽略不计;又当空气直接由大气进入通风机时,则 $u_1$ 也可以忽略;且式中 $H\rho g$ 即为通风机的风压 $p_T$ ,故上式可简化为

$$p_T = (p_2 - p_1) + \frac{u_2^2}{2}\rho + \rho g \sum H_f \quad (2-40)$$

如进、出口管段很短,阻力损失可忽略不计,则有

$$p_T = (p_2 - p_1) + \frac{u_2^2}{2}\rho \quad (2-41)$$

由上式可以看出,通风机风压由两部分所组成,其中 $(p_2 - p_1)$ 称为静风压,以 $p_s$ 表示,而 $\frac{u_2^2}{2}\rho$ 称为动风压,以 $p_k$ 表示,由于通风机出口气体速度很大,所以动能差不能忽略。则式(2-41)可写成

$$p_T = p_s + p_k \quad (2-42)$$

由上式可见,通风机的风压为其静风压与动风压之和,所以把通风机的风压 $p_T$ 称为全风压。通风机性能表中所列的风压指全风压。由以上几个计算全风压的公式可以看出,通风机的全风压 $p_T$ 与气体密度成正比。

(3) 轴功率和效率 离心通风机的轴功率可仿照离心泵,按下式计算,即

$$N = \frac{Qp_T}{\eta} \quad (2-43)$$

式中  $N$ ——轴功率, W;

$Q$ ——风量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;

$p_T$ ——全风压,  $\text{N}/\text{m}^2$ ;

$\eta$ ——效率,因按全风压测定,又称全压效率。在设计流量下,全压效率约为70%~90%。

应用式(2-43)计算轴功率时,式中的 $Q$ 与 $p_T$ 必须是同一状态下的数值。

(4) 特性曲线 离心通风机的特性曲线如图2-49所示。由于离心通风机有全风压和静风压之分,所以它的特性曲线有 $p_T \sim Q$ 、 $p_s \sim Q$ 、 $N \sim Q$ 、及 $\eta \sim Q$ 四条曲线。通风机出厂时,都必须用20℃、101.3kPa条件下的空气(密度 $\rho_0 = 1.2\text{kg}/\text{m}^3$ )通过实验测定其特性曲线。

### (三) 离心通风机的选择

离心通风机的产品样本中的性能表中列出的风压是用20℃、101.3kPa条件下的空气通过实验测定的,因此,在选择离心通风机时,首先将由柏努利方程式计算的实际操作条件下的全风压 $p_T$ 换算为实验条件下的全风压 $p_{T0}$ ,并以 $\text{mmH}_2\text{O}$ 为单位。因为全风压与被输送的气体密度成正比,因此有如下换算公式

$$\frac{p_{T0}}{p_T} = \frac{\rho_0}{\rho}$$

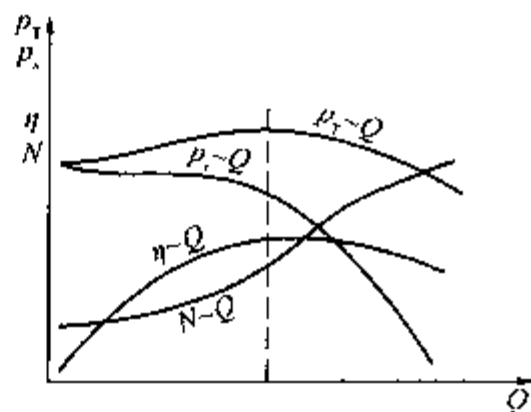


图 2-49 离心通风机特性曲线

$$\text{或} \quad p_{\text{w}} = p_{\text{T}} \left( \frac{\rho_0}{\rho} \right) = p_{\text{T}} \left( \frac{1.2}{\rho} \right) \quad (2-44)$$

式中  $\rho_0, \rho$ ——实验条件( $\rho_0 = 1.2 \text{ kg/m}^3$ )和实际操作条件下气体的密度,  $\text{kg/m}^3$ 。

其次, 根据所输送气体的性质(如清洁空气、易燃或易爆气体、腐蚀性气体、含尘气体、高温气体等)与全风压范围, 确定离心通风机类型。然后, 根据所要求的风量  $Q$ (以风机进口状态计)与换算为实验条件下的全风压  $p_{\text{w}}$ , 从产品样本中的性能表中选取合适型号的离心通风机。

**【例 2-6】** 现用一台离心通风机向某炉底供  $30^\circ\text{C}$  的空气, 炉子所需风量为  $2.8 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{h}$ 。已知炉底的压力为  $2 \times 10^3 \text{ Pa}$ (表压), 排送管道内径为  $800 \text{ mm}$ , 在输送风量下, 从通风机到炉底间的压头损失约为  $50 \text{ mmH}_2\text{O}$ 。当地大气压力为  $750 \text{ mmHg}$ 。试选择一台合适型号的离心通风机。

**解:** 以通风机入口为截面 1-1, 炉底为截面 2-2, 忽略位头差, 并取  $u_1 \approx 0$ 。根据式(2-40)可计算管路系统所需要的风压。已知

$$\begin{aligned} p_1 &= 0 \text{ (表压)}, p_2 = 2 \times 10^3 \text{ Pa (表压)} \\ u_2 &= \frac{Q}{0.785d^2} = \frac{2.8 \times 10^4}{0.785 \times (0.8)^2 \times 3600} = 15.5 \text{ m/s} \\ \rho &= 1.293 \times \frac{273}{273 + 30} \times \frac{750}{760} = 1.15 \text{ kg/m}^3 \\ \rho g \sum H_f &= 50 \times 9.807 = 490 \text{ Pa} \end{aligned}$$

将以上有关数据代入式(2-40)可得

$$\begin{aligned} p_{\text{T}} &= (p_2 - p_1) + \frac{u_2^2}{2} \rho + \rho g \sum H_f \\ &= (2 \times 10^3 - 0) + \frac{(15.5)^2}{2} \times 1.15 + 490 \\ &= 2 \times 10^3 + 137 + 490 = 2.63 \times 10^3 \text{ Pa} \end{aligned}$$

按式(2-44)将实际风压  $p_{\text{T}}$  换算成实验条件下的风压  $p_{\text{w}}$ , 即

$$p_{\text{w}} = p_{\text{T}} \left( \frac{1.2}{\rho} \right) = 2.63 \times 10^3 \times \frac{1.2}{1.15} = 2.74 \times 10^3 \text{ Pa}$$

因为通风机样本中的风压是以  $\text{mmH}_2\text{O}$  为单位的, 故将  $H_{\text{w}}$  换算为  $\text{mmH}_2\text{O}$ , 则有

$$p_{\text{w}} = \frac{2.74 \times 10^3}{9.807} = 280 \text{ mmH}_2\text{O}$$

根据  $p_{\text{w}} = 280 \text{ mmH}_2\text{O}$  和  $Q = 2.8 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{h}$  由本书附录离心通风机性能表中选取 4-72-11No. 8C ( $n = 1800 \text{ r/min}$ ) 型通风机可满足要求。该型号离心通风机的性能如下: 全风压为  $285 \text{ mmH}_2\text{O}$ , 风量为  $2.99 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{h}$ , 轴功率为  $30.8 \text{ kW}$ 。

## 二、鼓风机

在炼油和石油化工生产中常用的鼓风机有离心鼓风机和旋转鼓风机。

### (一) 离心鼓风机

离心鼓风机又称涡轮鼓风机或透平鼓风机, 其基本结构和工作原理与离心通风机类似,

也是通过高速旋转的叶轮对气体的作用，使气体获得能量，从低压气体变为高压气体。离心鼓风机一般是由几个叶轮在同一机壳内串联组成的多级离心鼓风机，每一个叶轮就是鼓风机的一个级。这样不仅使设备紧凑，而且提高了效率。如图 2-50 为一台三级离心鼓风机简图。气体由进风口进入，依次经过 1、2、3 级叶轮的作用后，使气体达到所要求的风压，最后经出口排出机外。

离心鼓风机的风量大，产生的风压并不高，其气体出口压力一般小于 300kPa(表压)，压缩比小于 4。因而气体温度升高和体积缩小都不显著，不需装中间冷却器，各级叶轮的大小也大体上相等。

离心鼓风机的选择方法与离心通风机相同。

(二) 罗茨鼓风机

旋转鼓风机的类型很多，罗茨鼓风机是炼油和石油化工生产中应用最广泛的一种旋转鼓风机，它的作用原理与齿轮泵相似。如图 2-51 所示，罗茨鼓风机机壳内有两个装在两个平行轴上的“8”字形转子，一个是主动转子，另一个是从动转子，两个转子由装在轴末端的一对齿轮带动，相向旋转。由于转子不断转动，使机壳内形成两个密闭的空间，即吸入空间和排出空间。当气体由排出空间排到出风管内，气体压力升高，升压的大小取决于出风管阻力情况，所以罗茨鼓风机中的气体是在等容情况下升高压力的。气体由吸入空间到排出空间后，由于吸入空间压力降低而吸入气体。由于两个转子之间、转子与机壳之间的间隙很小，可使转子既能自由旋转，又没有很多的泄漏。如果改变转子的旋转方向，可将吸入口与排出口互换。

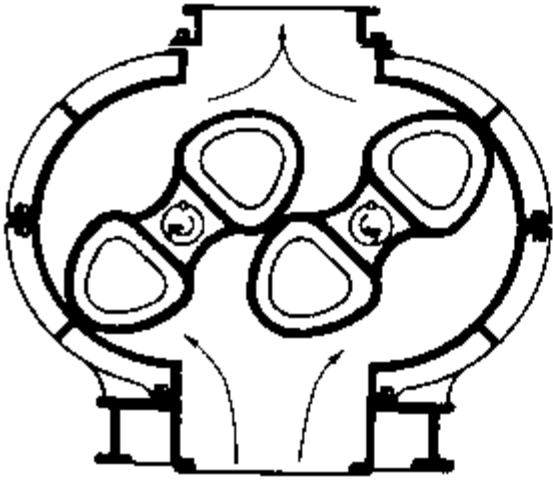


图 2-51 罗茨鼓风机示意图

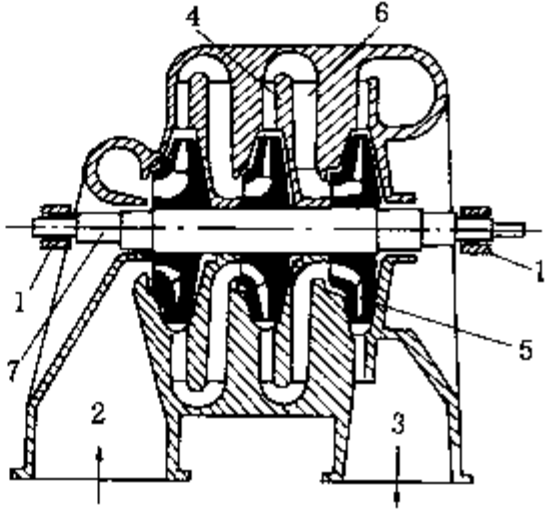


图 2-50 三级离心鼓风机简图

1—轴承；2—进风管；3—出风管；  
4—叶片；5—叶轮；6—导流器；7—轴

罗茨鼓风机属于容积式输送机械，其风量与转速成正比，而与出口压力无关。罗茨鼓风机的风量为 2 ~ 500m<sup>3</sup>/min，出口压力不超过 78.5kPa(表压)，在 36.2kPa(表压)附近的效率最高。出口压力太高会引起泄漏增加，效率降低。

罗茨鼓风机的出口应安装稳压罐和安全阀，流量用旁路调节，出口阀门不能完全关闭。操作时温度不能超过 85℃，否则转子受热膨胀易发生碰撞。

罗茨鼓风机的优点是结构比较简单，无吸入和排出活门，排气连续而均匀；其缺点是制造技术复杂，效率较低。因此，一般适用于压力不高而流量较大的场合。

三、压缩机

炼油和石油化工生产中所用的压缩机主要有往复式和离心式两大类。

(一) 往复压缩机

往复压缩机的基本结构和工作原理同往复泵类似，其主要部件有气缸、活塞及吸入活门和排出活门。但因为气体密度小，可压缩，因此往复压缩机的吸入活门和排出活门必须更加轻便灵活，易于启闭。如压缩比较大，气体温度升高，则必须装设冷却装置，移除气体压缩

放出的热量以降低气体的温度。为了防止活塞杆受热膨胀后，活塞与气缸盖发生碰撞，活塞行程的终点与气缸端盖之间要留有一定的容积，称为余隙。

### 1. 工作过程

由于气体为可压缩性流体，往复压缩机工作过程与往复泵有所不同。图 2-52 是有余隙的单动往复压缩机的工作过程。

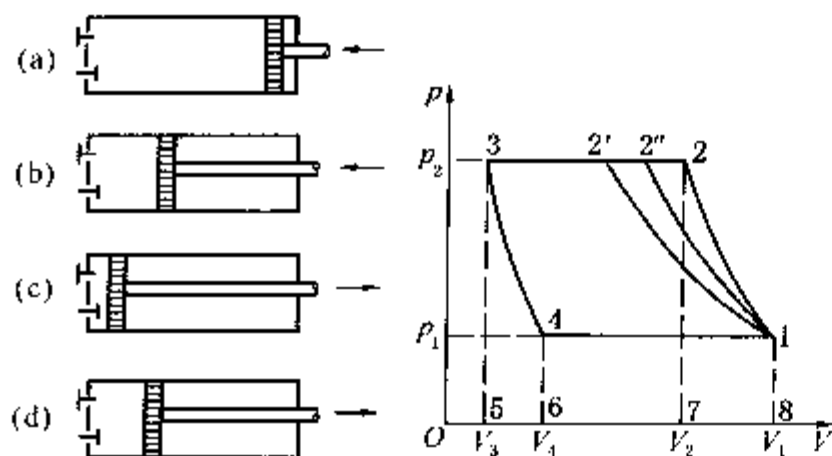


图 2-52 往复压缩机的工作过程

(1) 工作循环 当活塞运动至气缸右端终点的位置时，如图 2-52(a) 所示，气缸内气体体积为  $V_1$ ，压力为  $p_1$ ，其状态如  $p-V$  图上的 1 点所示。

当活塞开始向左运动时，吸入活门自动关闭，而排出活门因排出管路中的气体压力大于此时气缸中的压力而未开启。所以，气缸内的气体被压缩，其体积随活塞的运动而逐渐缩小，压力和温度逐渐升高，直到气缸内气体的压力升到等于排出管路中气体的压力  $p_2$  时，排出活门才被顶开。此时，气缸内气体的体积被压缩到  $V_2$ ，活塞位置如图 2-52(b) 所示，气体的状态如  $p-V$  图上的 2 点所示。从 1 点到 2 点的过程为压缩阶段，气体的状态变化如  $p-V$  图上的曲线 1-2 所示。

当活塞继续向左运动时，气体在压力  $p_2$  下从气缸内经排出活门排至排出管路。此时，气缸内气体压力维持  $p_2$  不变，气体体积随活塞的运动逐渐减小，直至活塞运动到左端终点的位置。此时，气缸内的气体体积为  $V_3$ ，即气缸余隙容积，活塞位置如图 2-52(c) 所示，气体状态如  $p-V$  图上的 3 点所示。从 2 点到 3 点的过程为排气阶段，气体的状态变化如  $p-V$  图上的水平线 2-3 所示。

当活塞由左端点开始向右运动时，排出活门自动关闭。此时，因余隙容积中气体的压力大于吸入管路中的压力  $p_1$ ，所以吸入活门仍关闭着。于是余隙容积中的气体随活塞向右运动而逐渐膨胀，同时压力降低，直至气体压力降低到  $p_1$  为止，此时气缸内气体体积为  $V_4$ ，活塞的位置如图 2-52(d) 所示，气体的状态如  $p-V$  图上的 4 点所示。此过程为余隙气体膨胀阶段，气体的状态变化如  $p-V$  图上的曲线 3-4 所示。

当活塞继续向右运动，吸入活门开启，气体被吸入，气缸内的压力维持  $p_1$ ，其中气体体积随活塞的运动而增加，直至活塞运动到右端终点，即活塞回到如图 2-52(a) 所示的位置，气体体积为  $V_1$ ，其状态如  $p-V$  图上 1 点所示。从 4 点到 1 点的过程为吸气阶段，气体的状态变化如  $p-V$  图上的水平线 4-1 所示。至此，活塞往复一次，即完成了一个由压缩、排气、余隙气体膨胀和吸气四个阶段组成的工作循环。

(2) 气体被压缩后的温度 气缸内的气体被压缩时，体积缩小，而温度升高。在压缩过程终了时，气体的体积  $V_2$  和温度  $T_2$  可按气体状态方程式进行计算。由热力学得知，气体压缩有等温压缩和绝热压缩，如图 2-52 中  $p-V$  图上的曲线 1-2' 和曲线 1-2 所示。在实际操作中，很难做到保持系统处于等温（即  $T_2 = T_1$ ）状态和保持绝热状态。因此，气体的实际压缩过程既非等温，也非绝热，而是介于两者之间，称为多变压缩，如图 2-52 中  $p-V$  图上的曲线 1-2'' 所示。

设为理想气体，且压缩、膨胀均为可逆过程。对等温压缩， $T_2 = T_1$ ，压缩前后的压力与

体积变化关系为  $p_1 V_1 = p_2 V_2$ ；对绝热压缩， $T_2/T_1 = p_2 V_2 / p_1 V_1$ ，且压缩前后压力与体积的变化关系为  $p_1 V_1^\gamma = p_2 V_2^\gamma$ ，因此可得到绝热压缩后气体的绝对温度为

$$T_2 = T_1 \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \quad (2-45)$$

式中  $\gamma = c_p/c_v$ ，为绝热指数。

对于多变压缩，则式(2-45)中的  $\gamma$  应代之以多变指数  $\kappa$ ，即

$$T_2 = T_1 \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}} \quad (2-46)$$

由以上两式可见，压缩比  $p_2/p_1$  愈大，则排出气体温度  $T_2$  愈大；绝热指数  $\gamma$  或多变指数  $\kappa$  愈大，则排出气体温度  $T_2$  愈大，由于  $1 < \kappa < \gamma$ ，所以同样的压缩比，多变压缩的排出气体温度小于绝热压缩的排出气体温度，而大于等温压缩的排出气体温度。

(3) 工作循环的功 对于压缩机，每一工作循环的功即为活塞对气体所作的功，亦即压缩机操作时所消耗的外功。由上所述，在每一个工作循环中活塞对气体所作的功应为压缩、排气、余隙膨胀、吸气四个阶段中功的总和。

在绝热压缩阶段，气体体积从  $V_1$  减至  $V_2$  的过程中活塞对气体所作的功(取正值)为  $-\int_{V_1}^{V_2} p dV$ ，加“-”号以保证此功值为正，其值相当于图 2-52 中  $p-V$  图上 12781 所围成的面积。

在排气阶段，活塞对压力为  $p_2$  的气体从  $V_2$  到  $V_3$  所作的功(取负值)为气体的流动功  $p_2(V_2 - V_3)$ ，其值相当于图 2-52 中  $p-V$  图上 23572 所围成的面积。

在余隙绝热膨胀阶段，气体体积从  $V_3$  增至  $V_4$  的过程中气体对活塞所作的功(取正值)为  $\int_{V_3}^{V_4} p dV$ ，其值相当于图 2-52 中  $p-V$  图上 34653 所围成的面积。

在吸气阶段，压力为  $p_1$  的气体从  $V_1$  到  $V_4$  时对活塞所作的功(取负值)是气体的流动功  $p_1(V_1 - V_4)$ ，其值相当于图 2-52 中  $p-V$  图上 41864 所围成的面积。

对一个工作循环，活塞对气体所作的功(轴功)的总和为以上四个阶段功的代数和，其值相当于图 2-52 中  $p-V$  图上 12341 所围成的面积(绝热过程)，即

$$W = -\int_{V_1}^{V_2} p dV + p_2(V_2 - V_3) + \int_{V_3}^{V_4} p dV - p_1(V_1 - V_4)$$

$$\text{或} \quad W = \left[ -\int_{V_1}^{V_2} p dV + p_2 V_2 - p_1 V_1 \right] - \left[ \int_{V_3}^{V_4} p dV + p_2 V_3 - p_1 V_4 \right] \quad (2-47)$$

式(2-47)右边第一项可化简为  $\int_{p_1}^{p_2} V dp$ ，且与绝热压缩过程的压力与体积关系  $p_1 V_1^\gamma = p_2 V_2^\gamma = p V^\gamma = \text{常数}$ ，即  $V = V_1 (p_1/p)^{1/\gamma}$  联解；式(2-47)右边第二项同样可化简为  $\int_{p_1}^{p_2} V dp$ ，且与绝热压缩过程的压力与体积关系  $p_1 V_1^\gamma = p_2 V_2^\gamma = p V^\gamma = \text{常数}$ ，即  $V = V_4 (p_1/p)^{1/\gamma}$  联解。最后得

$$W = p_1(V_1 - V_4) \frac{\gamma}{\gamma-1} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (2-48)$$



式中  $W$ ——一个工作循环中活塞对气体所作的功(轴功), J;

$p_1, p_2$ ——吸入、排出气体的压力, Pa;

$(V_1 - V_4)$ ——一个工作循环中所吸入的气体体积,  $m^3$ ;

$\gamma$ ——绝热指数, 若按多变过程, 可代之以多变指数  $\kappa$ 。

由式(2-48)可见, 压缩比  $p_2/p_1$  愈大, 则活塞对气体所作的功  $W$  愈大; 绝热(或多变)指数愈大, 则  $W$  也愈大。由于  $1 < \kappa < \gamma$ , 则  $W_{\text{等温}} < W_{\text{多变}} < W_{\text{绝热}}$ , 即分别如图 2-52 中  $p-V$  图上的面积 12'341、面积 12"341 和面积 12341 所示。

#### (4) 余隙系数和容积系数

**余隙系数** 排气阶段终了, 活塞端面与气缸盖之间的余隙可以避免活塞与气缸盖相撞。但由于余隙的存在, 余隙内的气体无益地进行着压缩和膨胀, 不仅使吸入的气体量减少, 而且增加了动力消耗。因此, 压缩机的余隙应尽量减小。通常, 余隙的大小通过余隙系数表示。余隙系数是指余隙容积  $V_3$  占活塞一次扫过气缸容积  $(V_1 - V_3)$  的分率, 以  $\varepsilon$  表示, 即

$$\varepsilon = \frac{V_3}{V_1 - V_3} \quad (2-49)$$

一般, 对大中型往复压缩机, 低压气缸的余隙系数值在 0.08 以下, 高压气缸的余隙系数值可达 0.12 左右。

**容积系数** 由图 2-52 可见, 由于余隙  $V_3$  内的气体首先要膨胀到  $V_4$ , 然后才吸入气体。显然, 吸入的气体量  $(V_1 - V_4)$  小于活塞一次所扫过的容积  $(V_1 - V_3)$ , 更小于气缸的容积  $V_1$ 。压缩机的容积系数  $\lambda_0$  可表达为

$$\lambda_0 = \frac{V_1 - V_4}{V_1 - V_3} \quad (2-50)$$

联解式(2-50)与绝热膨胀过程的压力与体积关系  $p_2 V_3^\gamma = p_1 V_4^\gamma$ , 消去其中的  $V_4$ , 则得

$$\lambda_0 = \frac{V_1 - V_3 \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{1/\gamma}}{V_1 - V_3}$$

经化简整理后得

$$\lambda_0 = 1 - \varepsilon \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{1/\gamma} - 1 \right] \quad (2-51)$$

显然, 压缩机的容积系数  $\lambda_0$  与余隙系数  $\varepsilon$  和压缩比  $p_2/p_1$  有关。余隙系数和压缩比愈大, 则容积系数愈小, 气缸的利用率降低。对于一定的余隙系数, 当压缩比增大到某一值时, 气缸余隙内的气体从  $p_2$  膨胀到  $p_1$  后, 将完全充满整个气缸, 使压缩机不能再吸入新的气体, 即容积系数  $\lambda_0 = 0$ , 此时的压缩比称为压缩极限。因此, 对一定的余隙系数值, 压缩机所能达到的最高压力是有限制的。

#### 2. 多级压缩

由以上讨论可知, 当压缩比太大时, 不但容积系数下降, 而且动力消耗显著增加, 排出气体温度增大, 甚至可导致润滑油变质和机件损坏等, 因此当生产上要求气体的压力很高, 压缩比大于 8 时, 应采用多级压缩。

如图 2-53 所示，为三级压缩机流程图。被压缩的气体首先进入一级压缩，从一级气缸排出的气体，经过中间冷却器降低温度，再经过油水分离器将气体中夹带的润滑油及冷凝液分离出来，再依次经过二、三级压缩，最终排出的气体可达到所需要的压力。

气体每经过一次压缩之后，其压力升高，但体积缩小，因此气缸的直径可逐级缩小，而气缸的壁厚可逐级增加，使压缩机结构更为合理。由于采用了中间冷却器，使气体在级间进行了恒压冷却，其温度降低，体积减小，消耗的总功也减少。如图 2-54 所示，经过三级绝热压缩(如图中曲折线 1-5-6-7-8-9)所需要的外功，比一级绝热压缩(如图中曲线 1-2)所需要的外功少，而比一级等温压缩(如图中曲线 1-2')所需要的外功多。从理论上讲，级数愈多，需要的外功愈接近等温压缩过程所需要的外功，即功耗愈低。但实际上，级数愈多，使整个压缩系统结构复杂，造价增高，以及消耗于克服活门、级间管路和设备的阻力损失的能量也增加。因此，实际上的级数不宜太多，应根据具体情况确定所需级数。生产上常用的往复压缩机多为 2~6 级，每级压缩比约为 3~5。根据理论计算，当每级压缩比相等时，多级绝热压缩所需要的总功为

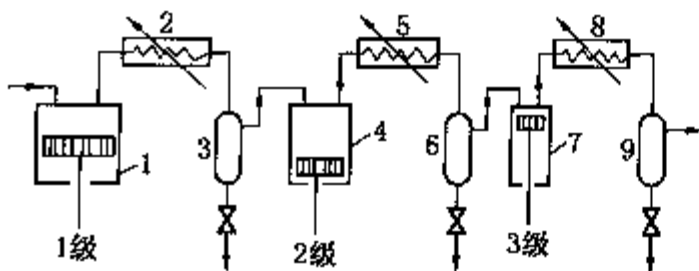


图 2-53 三级压缩机流程图  
1、4、7—第一、二、三级气缸；  
2、5—中间冷却器；3、6、9—气  
液分离器；8—出口气体的冷却器

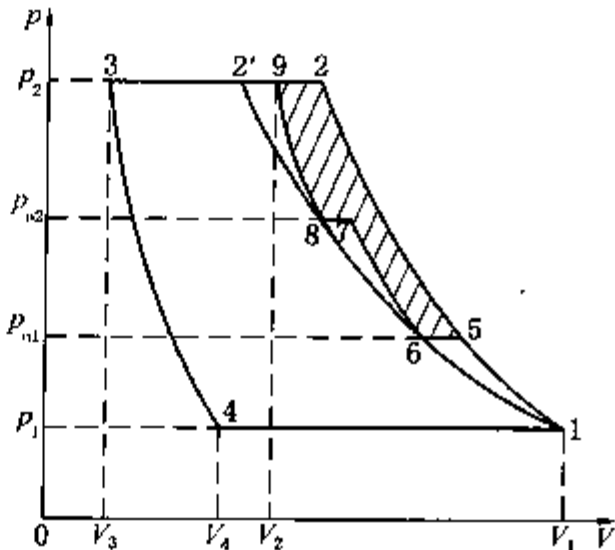


图 2-54 三级压缩所需的外功

$$W = p_1 (V_1 - V_4) \frac{n\gamma}{\gamma - 1} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{n\gamma}} - 1 \right] \tag{2-52}$$

式(2-52)中  $n$  为压缩机的压缩级数， $p_2/p_1$  为总压缩比，则每级的压缩比为  $(p_2/p_1)^{1/n}$ ，每级的压缩比愈小，余隙的不良影响愈弱。若为多变过程，则式中的绝热指数  $\gamma$  应代之以多变指数  $\kappa$ 。

由式(2-52)可知，当每级压缩比相等时，则每级压缩所需的外功也相等；同时，所需的总功最小。

**【例 2-7】** 分别采用单级往复压缩机和具有中间冷却器与气液分离器的二级往复压缩机将空气由  $9.807 \times 10^4 \text{ Pa}$  压缩至  $8.83 \times 10^5 \text{ Pa}$ 。空气的最初温度与离开中间冷却器的温度均为  $25^\circ\text{C}$ ，余隙系数为 0.06。试计算空气经单级绝热压缩和二级绝热压缩情况下的排出温度、压缩机所需的外功(以  $1\text{ m}^3$  空气计)和容积系数。空气的绝热指数为 1.4。

解：

(1) 排出温度

对单级绝热压缩，吸气温度为  $298.15\text{ K}$ (即  $25^\circ\text{C}$ )，压缩比为  $p_2/p_1 = 8.83 \times 10^5 / 9.807 \times 10^4 = 9$ ，由式(2-45)可得排出温度为

$$T_2 = T_1 \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} = 298.15 \times (9)^{\frac{1.4-1}{1.4}} = 558.6 \text{K} (\text{即 } 285.4^\circ\text{C})$$

对二级绝热压缩, 每一级的吸气温度均为  $298.15 \text{K}$  (即  $25^\circ\text{C}$ ), 且压缩比均为  $(p_2/p_1)^{1/2} = \sqrt{9} = 3$ , 由式(2-45)可得二级压缩的排出温度为

$$T_2 = 298.15 \times (3)^{\frac{1.4-1}{1.4}} = 408.1 \text{K} (\text{即 } 134.9^\circ\text{C})$$

## (2) 压缩所需的功

对单级压缩机,  $p_1 = 9.807 \times 10^4 \text{Pa}$ ,  $(V_1 - V_4) = 1 \text{m}^3$ , 则由式(2-48)可计算出所需的功为

$$\begin{aligned} W &= p_1 (V_1 - V_4) \frac{\gamma}{\gamma - 1} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \\ &= 9.807 \times 10^4 \times 1 \times \frac{1.4}{1.4 - 1} [(9)^{\frac{1.4-1}{1.4}} - 1] \\ &= 3 \times 10^5 \text{J} = 300 \text{kJ} \end{aligned}$$

对二级压缩机,  $n = 2$ , 则由式(2-52)可计算出二级压缩所需总功为

$$\begin{aligned} W &= p_1 (V_1 - V_4) \frac{n\gamma}{\gamma - 1} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{n\gamma}} - 1 \right] \\ &= 9.807 \times 10^4 \times 1 \times \frac{2 \times 1.4}{1.4 - 1} [(9)^{\frac{1.4-1}{2 \times 1.4}} - 1] \\ &= 2.53 \times 10^5 \text{J} = 253 \text{kJ} \end{aligned}$$

## (3) 容积系数

对单级压缩机, 由式(2-51)可得其容积系数为

$$\begin{aligned} \lambda_0 &= 1 - \varepsilon \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{1/\gamma} - 1 \right] \\ &= 1 - 0.06 [(9)^{1/1.4} - 1] = 0.772 \end{aligned}$$

对二级压缩机, 由于每一级的压缩比和余隙系数相同, 故每一级的容积系数也相等, 同样用式(2-51)计算, 只是其中的压缩比要用每级的压缩比, 即

$$\lambda_0 = 1 - 0.06 [(3)^{1/1.4} - 1] = 0.928$$

本题计算结果表明, 采用二级压缩比单级压缩的排出温度降低, 所需的外功减少, 而容积系数增加, 即提高了气缸容积的利用率。

## 3. 往复压缩机的主要性能参数

(1) 排气量 往复压缩机的排气量又称生产能力, 是指在单位时间内排出气体的体积换算成吸入状态下的数值, 故也称输气量, 常用单位为  $\text{m}^3/\text{min}$  或  $\text{m}^3/\text{h}$ 。

理论上讲, 排气量应等于吸气量, 即等于活塞在单位时间内所扫过的气缸容积, 对单动往复压缩机的理论吸气量为

$$Q_T = \frac{\pi}{4} D^2 s n \quad (2-53)$$

对双动往复压缩机的理论吸气量为

$$Q_T = \frac{\pi}{4} (2D^2 - d^2) s n \quad (2-54)$$

式中  $Q_T$ ——理论吸气量,  $\text{m}^3/\text{min}$ ;

$D$ ——活塞直径,  $\text{m}$ ;

$d$ ——活塞杆直径,  $\text{m}$ ;

$s$ ——活塞冲程,  $\text{m}$ ;

$n$ ——活塞每分钟往复次数,  $1/\text{min}$ 。

由于余隙内的高压气体膨胀、压缩过程中气体温度升高而膨胀后占据了气缸的部分容积以及吸入活门的阻力、泄漏等因素的影响, 往复压缩机的实际吸气量要比理论吸气量小, 即

$$Q = \lambda_d Q_T \quad (2-55)$$

式中  $Q$ ——实际排气量,  $\text{m}^3/\text{min}$ ;

$\lambda_d$ ——排气系数, 是一个小于 1 的数值, 其值与余隙系数、压缩比及压缩过程性质等有关, 一般由实验测定, 约为  $(0.8 \sim 0.95)\lambda_0$ 。

(2) 轴功率与效率 实际上, 在压缩过程中, 要做到较好地冷却使其接近等温压缩是比较难的, 而绝热压缩过程比较接近实际工作情况, 所以常常以绝热压缩过程来计算往复压缩机的轴功率。

若不考虑机内各部件的泄漏和各种能量损失, 则根据式(2-52), 压缩机的理论功率为

$$N_T = p_1 \left( \frac{Q}{60} \right) \frac{n\gamma}{\gamma - 1} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (2-56)$$

式中  $N_T$ ——按绝热压缩计算的压缩机的理论功率,  $\text{W}$ ;

$Q$ ——压缩机的排气量,  $\text{m}^3/\text{min}$ ;

$n$ ——压缩机的压缩级数。

实际上, 由于机内各部件的泄漏, 实际排气量比吸气量小, 但凡吸入的气体都已经过压缩而消耗了能量, 所以因泄漏而多消耗了能量; 气体在机内的流动阻力要消耗能量; 压缩机各运动部件的摩擦阻力也要消耗能量。因此, 压缩机所需的轴功率大于其理论功率, 即

$$N = \frac{N_T}{\eta_0} \quad (2-57)$$

式中  $N$ ——压缩机所需的轴功率,  $\text{W}$ ;

$\eta_0$ ——绝热总效率, 通常  $\eta_0 = 0.7 \sim 0.9$ 。

【例 2-8】某单级双缸、双动往复式空气压缩机, 活塞直径为 300mm, 冲程为 20mm, 每分钟往复 480 次。压缩机的吸气压力为  $9.807 \times 10^4 \text{Pa}$ , 排气压力为  $3.43 \times 10^5 \text{Pa}$ 。试计算该压缩机的排气量和轴功率。气缸的余隙系数为 0.08, 排气系数为容积系数的 85%, 绝热总效率为 0.7。空气的绝热指数为 1.4。

解:

(1) 压缩机的排气量

根据式(2-54), 双缸、双动压缩机的理论吸气量为

$$Q_T = 2 \times \frac{\pi}{4} (2D^2 - d^2) sn$$

式中  $D = 0.3\text{m}$ ,  $s = 0.2\text{m}$ ,  $n = 480\text{r/min}$ , 因为  $D \gg d$ , 故  $d$  可忽略, 则

$$\begin{aligned} Q_T &= \pi D^2 sn \\ &= 3.1416 \times (0.3)^2 \times 0.2 \times 480 \\ &= 27.14 \text{m}^3/\text{min} \end{aligned}$$

因压缩比  $p_2/p_1 = 3.43 \times 10^5 / 9.807 \times 10^4 = 3.5$ , 则由式(2-51)可得

$$\begin{aligned}\lambda_0 &= 1 - \varepsilon \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{1/\gamma} - 1 \right] \\ &= 1 - 0.08 \left[ (3.5)^{1/1.4} - 1 \right] = 0.884\end{aligned}$$

往复压缩机的排气量为

$$\begin{aligned}Q &= \lambda_d Q_T = 0.85 \lambda_0 Q_T \\ &= 0.85 \times 0.884 \times 27.14 = 20.4 \text{ m}^3/\text{min}\end{aligned}$$

(2) 轴功率

按照式(2-56)计算压缩机的理论功率, 因为  $n=1$ , 则有

$$\begin{aligned}N_T &= p_1 \left( \frac{Q}{60} \right) \frac{\gamma}{\gamma-1} \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \\ &= 9.807 \times 10^4 \times \frac{20.4}{60} \times \frac{1.4}{1.4-1} \left[ (3.5)^{\frac{1.4-1}{1.4}} - 1 \right] \\ &= 5.02 \times 10^4 \text{ W} = 50.2 \text{ kW}\end{aligned}$$

压缩机的轴功率为

$$N = \frac{N_T}{\eta_0} = \frac{50.2}{0.7} = 71.7 \text{ kW}$$

#### 4. 往复压缩机的类型和选用

往复压缩机的分类方法很多, 通常有以下几种:

(1) 按压缩机在活塞一侧吸、排气体还是在两侧吸、排气体, 可分为单动和双动压缩机。

(2) 按压缩机的级数, 可分为单级、双级和多级压缩机。

(3) 按压缩机所产生的终压大小, 可分为低压(980kPa 以下)、中压(980 ~ 9800kPa)、高压(9800 ~ 98000kPa)和超高压(98000kPa 以上)压缩机。

(4) 按压缩机的生产能力的大小, 可分为小型( $10 \text{ m}^3/\text{min}$  以下)、中型( $10 \sim 30 \text{ m}^3/\text{min}$ )和大型( $30 \text{ m}^3/\text{min}$  以上)压缩机。

(5) 按所压缩气体的种类, 可分为空气压缩机、氧气压缩机、氢气压缩机、氮气压缩机、氨气压缩机和石油气压缩机等。各种气体因其性质不同而对压缩机就有不同的要求。例如, 氧气压缩机的润滑方法和零部件材料就不同于空气压缩机, 氧气因其强烈的助燃性质, 气缸与活塞之间的润滑不能采用润滑油而要采用甘油与蒸馏水; 与氧气接触的零部件要采用不含易燃成分的和耐腐蚀的材料制造。又如石油气因为易燃、有毒, 其压缩机填料函的密封要能严防泄漏; 又因加压后温度高便可能聚合使活门堵塞, 为了控制温度, 各级的压缩比要小。

决定往复压缩机类型的主要根据是气缸在空间的位置, 气缸垂直放置的称为立式, 水平放置的称为卧式, 由几个气缸相互配置成 L 形、V 形和 W 形的称为角式。关于国产往复压缩机的型号编制、规格、性能等见往复压缩机产品样本。

单级立式压缩机大都是多缸单动压缩机, 如图 2-55 所示, 为一立式单动双缸压缩机, 在一个机体内装有两个并联的立式气缸, 吸入活门与排出活门都在气缸上部。两活塞连于同一个曲轴上, 曲柄连杆机构推动活塞在气缸内作往复运动。气缸外壁上设有散热翅片以利于其内气体的冷却。曲柄浸在油箱中, 用飞溅法进行气缸和曲柄的润滑。立式压缩机结构简单

紧凑，占地小，重量轻，对基础要求不高；比同样流量的卧式压缩机轻便，且工作平稳；但机身较高(特别是串联时)，操作维护不方便。因此，立式压缩机都是中、小型且级数不多的压缩机。

大型往复压缩机多是卧式，图 2 - 56 为一卧式双动两级压缩机，两级气缸串联水平放置。气体首先进入第一级气缸，经压缩后进入下部的中间冷却器进行冷却，然后进入第二级气缸，经第二次压缩后排出。两个气缸的壁上都装有水夹套进行冷却。卧式压缩机机身低，检修方便，但机身庞大，惯性力很大，需要坚固的基础。

角式往复压缩机，由于气缸可以对称配置，因此其惯性平衡得好，可以采用高转速。但因气缸倾斜，不便检查维修。

往复压缩机的选用，首先应根据压缩气体的性质，确定压缩机的种类。其次根据生产任务及厂房的具体条件选定压缩机的结构形式，是立式、卧式还是角式。最后根据生产上所需的排气量和出口的排气压力，在压缩机样本或产品目录中选择合适的型号。

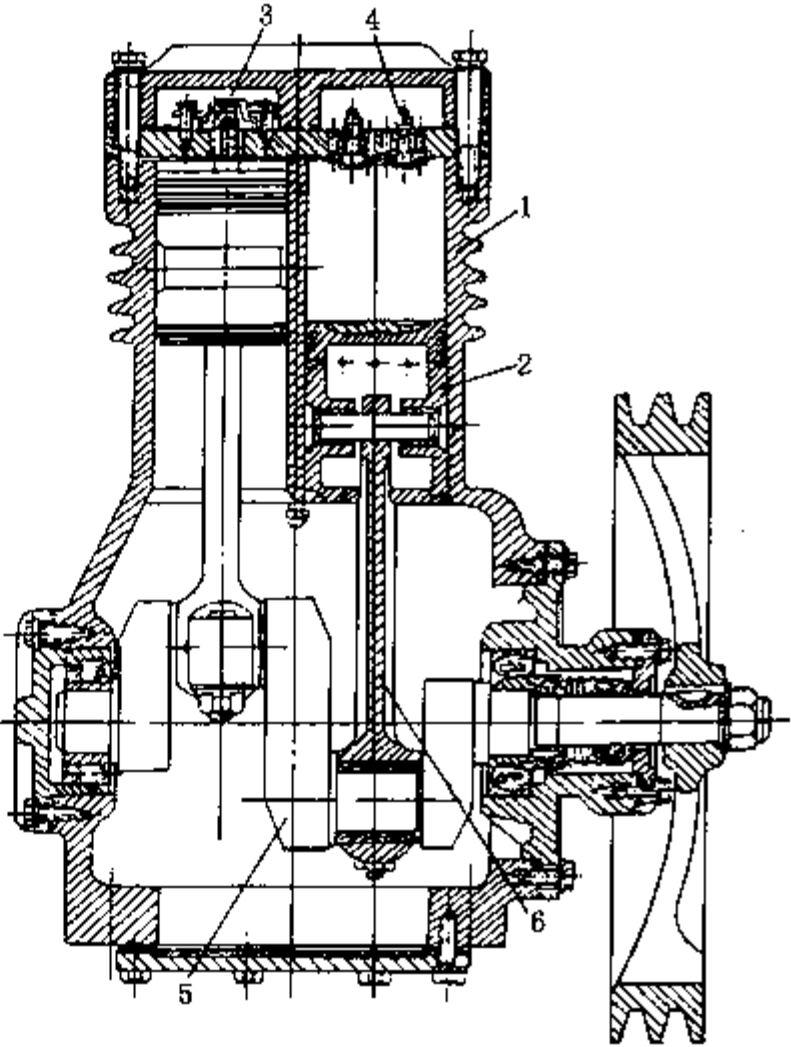


图 2 - 55 立式单动双缸压缩机

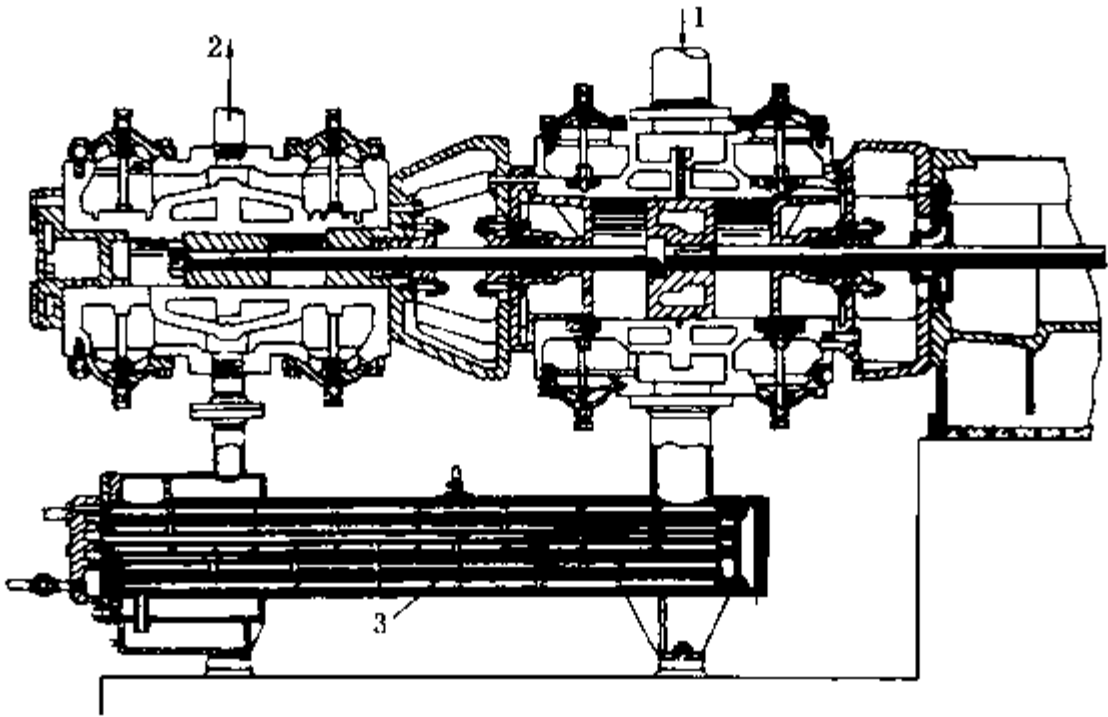


图 2 - 56 卧式双动两级压缩机  
1—入口；2—出口；3—中间冷却器

### 5. 往复压缩机的操作

往复压缩机的排气，如同往复泵一样是脉动的，因此气体出口要与贮气罐相连接，使输出的气体均匀稳定，同时使气体中夹带的液沫沉降下来，定期排放。为了操作安全，贮气罐上要安装压力表和安全阀。压缩机的吸入口应装过滤器，以免吸入灰尘杂物，磨损活塞、气



缸等部件。此外，在运转过程中，须注意气缸的冷却与润滑。

通常，压缩机是根据最大的排气量选用的，因此在生产过程中，需要根据生产任务的变化，调节其排气量。常用的调节方法如下：

(1) 改变转速调节法 此法同往复泵。

(2) 旁路调节法 通过旁路上的调节阀的开度大小来进行调节。此法简单易行，比较可靠，又可连续调节，一般压缩机多用此法。但是，功率消耗却不会因为排出管路中的排气量减少而降低，故此法很不经济。

(3) 改变气缸余隙调节法 增加余隙，其内残存的气体膨胀后所占的体积将增大，吸入的气体便减少，排气量也随之减少。反之，减小余隙，排气量增加。这种调节方法既可靠又比较经济，只是由于改变余隙的方法比较复杂，因此多适用于大型往复压缩机，通过自动控制机构进行。

## (二) 离心压缩机

离心压缩机又称透平压缩机，其作用原理与离心鼓风机相同。离心压缩机的特点是级数多（可多达10级以上）、转速高（一般都在5000r/min以上），故能产生高达1MPa以上的出口压力。由于压缩比高，压缩机常分成几段，段间设有中间冷却器。每段包括若干级，因气体体积逐渐缩小，所以叶轮直径逐段缩小，叶轮宽度也逐级略有减小。图2-57所示为一多级离心压缩机，它分成三段，每段两级，段间有中间冷却器（图中未画出），以免气体温度过高。

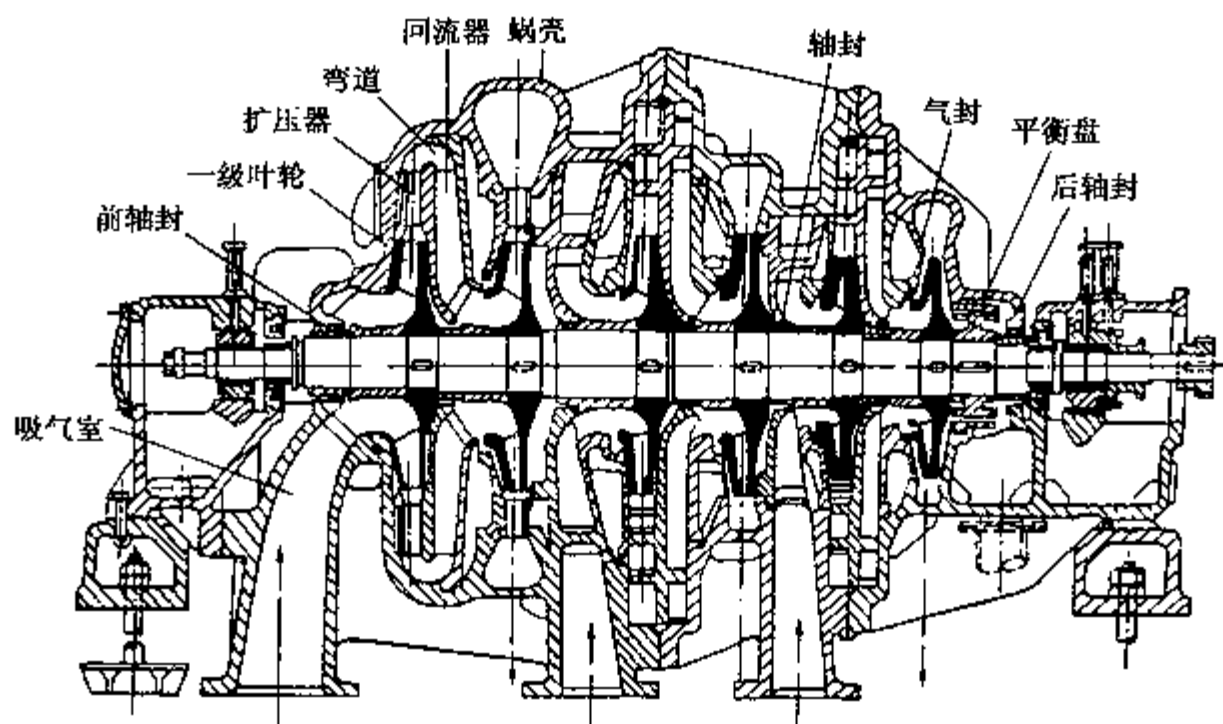


图2-57 多级离心压缩机

离心压缩机的流量调节方法有：

(1) 排气阀开度调节法 关小排气阀门，气体流量减小，但因阻力增加，使得压缩比增加，动力消耗也增加。此法简单易行，但不经济，很少采用。

(2) 吸气阀开度调节法 这个调节方法也很简单，并保持了压缩比不变，但关小吸气阀门时会降低气体出口压力，动力消耗比(1)法小，因此是经常采用的调节方法。

(3) 改变转速调节法 这是最经济的调节方法，但用此法时，必须增加变速装置，使设备复杂化。

离心压缩机与往复压缩机相比，其主要优点是体积小、重量轻、运转平稳、操作可靠、流量大而均匀、调节性能好、维修方便、压缩气体与润滑油不接触；其主要缺点是制造精度

要求高、不易加工，当流量偏离额定点时效率较低。但总的来说，离心压缩机比往复压缩机投资少，操作费用低，因此近年来在炼油和石油化工等生产中，除了要求终压特别高的情况外，离心压缩机已越来越多地代替往复压缩机。

四、真空泵

真空泵是从负压下抽气、一般在大气压下排气的输送机械，其目的是造成并维持工艺系统所要求的真空度。炼油和石油化工生产中常用的真空泵有往复真空泵、水环真空泵和喷射真空泵。

(一) 往复真空泵

往复真空泵的构造和作用原理与往复压缩机基本相同，气缸内外压差很小，但其压缩比很大(例如，对于95%的真空度，压缩比约为20左右)。因此，往复真空泵的吸入和排出活门必须轻巧灵活、启闭方便；其余隙容积必须很小，同时为了减小余隙中残余气体对真空泵抽气速率的不良影响，常在真空泵气缸两头的内壁上设有连通活塞两侧的平衡气道，如图2-58中1所示。在排气终了时，平衡气道能使余隙与活塞的另一侧短暂时间相通，以便使余隙中的残存气体通过平衡气道流到活塞的另一侧，以降低余隙中气体的压力，从而提高了吸气效率，即提高了容积系数 $\lambda_0$ 。往复真空泵所产生的极限真空可达2kPa左右(绝压)。

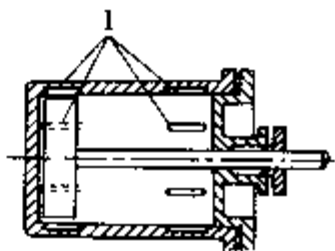


图 2-58 往复真空泵气缸内平衡气道

往复真空泵所排送的气体不应含有液体，如气体中含有大量蒸气，必须把可凝性气体设法除去(一般采用冷凝)之后再进入真空泵内，即往复真空泵属于干式真空泵。

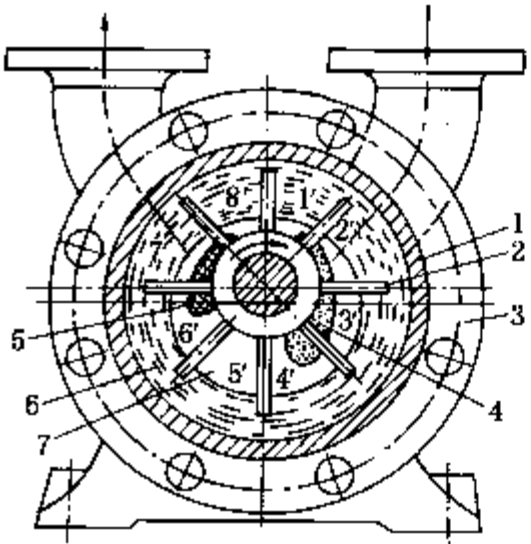


图 2-59 水环真空泵

1—泵壳；2—叶片；3—法兰；4—吸气口；5—排气口；6—水环；7—小密室

(二) 水环真空泵

水环真空泵如图2-59所示，在圆柱形泵壳内有一带有叶片的转子偏心安装，在工作时，泵内装有一定量的清水，水面浸到转子的轴心。当转子旋转时，由于离心力的作用，将水甩至泵壳周壁，形成水环。由于转子偏心安装，所以不同部位的叶片与水环之间形成了许多大小不等的密封小室。随着转子旋转，与吸气口相通的右半部的小密室(如图中1'、2'、3'、4'所示)的体积由小到大，则形成真空，将气体吸入；而与排气口相通的左半部的小密室(如图中5'、6'、7'、8'所示)的体积由大变，则气体受压而排出。

水环真空泵在吸气中可允许夹带少量水，属于湿式真空泵。水环真空泵的结构简单紧凑，没有活门，工作安全可靠。但它所能产生的真空度不高，最高可达85%的真空度，且因转子在水中旋转，将引起额外的摩擦阻力损失，因而效率较低，约为30%~50%。水环真空泵运转时，要不断地补充清水，以维持泵内液封，同时也起冷却泵体的作用。

如将水环真空泵的进口接大气，出口接设备时，可作鼓风机用，所产生的风压不超过98kPa(表压)。

(三) 旋片真空泵

如果要获得较高真空度时，宜用油封式旋片真空泵，其结构如图2-60所示。在圆柱形的气缸内偏心地安装着转子，转子上有槽，槽中插入两块旋片。当转子旋转时，由于惯性离

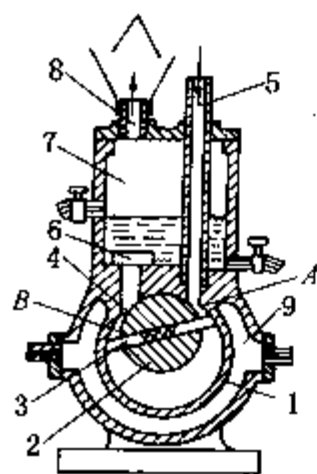


图 2-60 油封式旋片真空泵

- 1—气缸；2—转子；3—旋片；4—弹簧；5—吸气管；6—排气阀；7—油箱；8—排气管；9—水套

心力及弹簧的作用，使旋片沿着气缸内壁刮过，旋片与气缸间形成两个工作室 A 和 B，它们的容积随转子的旋转不断地变化。工作室 A 不断扩大，工作室 B 逐渐缩小，因而气体从吸气管吸入，在工作室内受到压缩，待气体的压力超过排气阀的阻力时，气体便经阀门从排气管排出。显然，转子每旋转一周，吸气工作室 A 有两次吸气过程，排气工作室 B 有两次排气过程。

排气阀浸在油箱中，可以防止气体回流到气缸内。气缸外面设有水套，对气缸壁进行冷却。

旋片真空泵可达较高的真空度(极限压力可达 0.06Pa)，但抽气速率比较小，适用于抽除干燥或含有少量可凝性蒸气的气体。不适用于抽除含尘和对润滑油起化学作用的气体。

#### (四) 喷射真空泵

喷射真空泵属于流体作用式机械，它是利用高速流体射流时压力能向动能转换所造成的真空来吸送流体的，既可用于吸送气体，也可用来吸送液体。喷射泵的工作流体如果是蒸汽，则为蒸汽喷射泵；工作流体如果是水或其他液体，则称为水或液体喷射泵。

##### 1. 蒸汽喷射泵

如图 2-61 所示，为一单级蒸汽喷射泵，工作蒸汽在高压下以 1000 ~ 1400m/s 的高速度从喷嘴喷出。在喷射过程中蒸汽的压力能转变为动能，产生低压，将气体吸入。吸入的气体与蒸汽混合后进入扩散管，速度逐渐降低，压力随之升高，而后从压出口排出。

喷射泵的优点是抽气量大、工作压力范围广、结构简单、没有活动部件、制造方便、适应性强(可抽吸含有灰尘以及腐蚀性、易燃、易爆的气体等)；其主要缺点是蒸汽消耗量大、效率很低，一般只有 10% ~ 25%。因此，喷射泵一般不用于输送气体，而多用于抽真空，故常称为喷射真空泵。此外，蒸汽喷射泵还常作为小型锅炉注水器，这样既能用锅炉本身的蒸汽来注水，又能回收蒸汽的热能，是节能的有效措施。

单级蒸汽喷射泵，一般可产生绝对压力为 0.01MPa 左右的低压，即造成 90% 左右的真空度。若要得到更高的真空度，可采用多级喷射泵。如炼油厂减压蒸馏塔顶常采用三级或四级蒸汽喷射泵，可产生绝对压力 550Pa 或 40Pa 左右的低压。如图 2-62 所示，为三级蒸汽喷射泵。

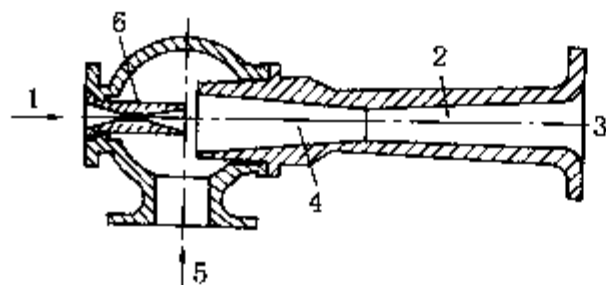


图 2-61 单级蒸汽喷射泵

- 1—工作蒸汽；2—扩散管；3—压出口；4—混合室；5—气体吸入口；6—喷嘴

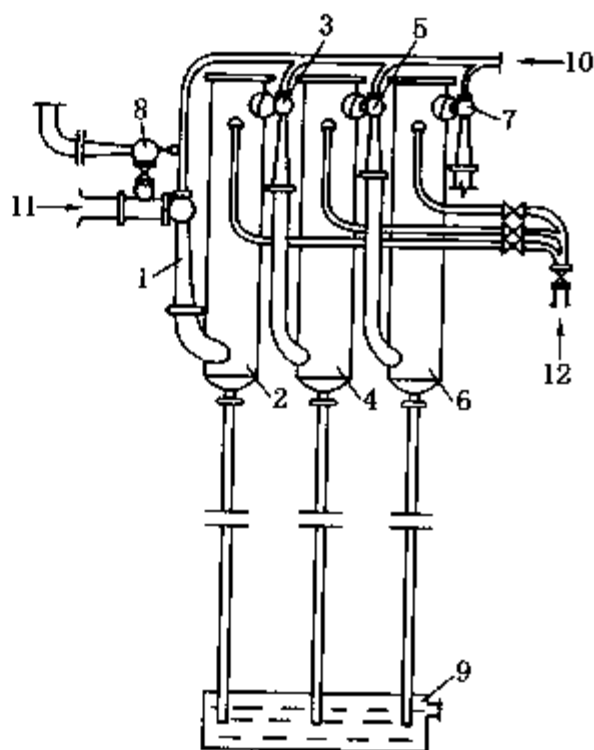


图 2-62 三级蒸汽喷射泵

- 1, 3, 5—第一、二、三级喷射泵；2, 4, 6—冷凝器；7—排出喷射泵；8—辅助喷射泵；9—槽；10—工作蒸汽；11—气体入口；12—水进口

## 2. 水喷射真空泵

在生产实际中,当要求的真空度不太高时,也可用一定压力的水作为工作流体的水喷射泵产生真空。水的速度常为  $15 \sim 20\text{m/s}$ ,一般只能产生  $8\text{kPa}$  左右的低压,效率通常在  $30\%$  以下。但由于其结构简单,既能产生真空,又能冷凝蒸汽,故广泛用于真空蒸发设备,既作冷凝器又作真空泵,所以也常称它为水喷射冷凝器。

### 符 号 说 明

#### 英文字母

$b$ ——叶轮宽度,  $\text{m}$ ;  
 $c$ ——液体在离心泵叶轮中的绝对速度,  $\text{m/s}$ ;  
 $c_{2r}$ ——液体在离心泵叶轮出口处的径向速度,  $\text{m/s}$ ;  
 $C_H$ ——压头换算系数;  
 $C_Q$ ——流量换算系数;  
 $C_\eta$ ——效率换算系数;  
 $d$ ——管径或活塞杆直径,  $\text{m}$ ;  
 $D$ ——叶轮或活塞直径,  $\text{m}$ ;  
 $f$ ——活塞杆截面积,  $\text{m}^2$ ;  
 $F$ ——活塞截面积,  $\text{m}^2$ ;  
 $F_c$ ——离心力,  $\text{N}$ ;  
 $g$ ——重力加速度,  $\text{m/s}^2$ ;  
 $H$ ——泵的压头(扬程),  $\text{m}$ ;  
 $H_e$ ——管路所需的压头,  $\text{m}$ ;  
 $H_g$ ——泵的安装高度,  $\text{m}$ ;  
 $H_T$ ——离心泵的理论压头,  $\text{m}$ ;  
 $n$ ——转速或活塞的往复次数,  $1/\text{s}$ ;  
 $N$ ——轴功率,  $\text{W}$ ;  
 $Ne$ ——有效功率,  $\text{W}$ ;  
 $N_T$ ——理论功率,  $\text{W}$ ;  
 $NPSH$ ——离心泵允许汽蚀余量,  $\text{m}$ ;  
 $(NPSH)_c$ ——离心泵临界汽蚀余量,  $\text{m}$ ;  
 $(NPSH)_r$ ——离心泵必需汽蚀余量,  $\text{m}$ ;  
 $p$ ——压力,  $\text{N/m}^2$  或  $\text{Pa}$ ;  
 $p_k$ ——离心通风机的动风压,  $\text{N/m}^2$  或  $\text{Pa}$ ;  
 $p_s$ ——离心通风机的静风压,  $\text{N/m}^2$  或  $\text{Pa}$ ;  
 $p_T$ ——离心通风机全风压,  $\text{N/m}^2$  或  $\text{Pa}$ ;

$p_v$ ——液体的饱和蒸气压,  $\text{N/m}^2$  或  $\text{Pa}$ ;  
 $Q$ ——泵的流量和风机的风量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  
 $Q_c$ ——管路系统的输送量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  
 $Q_T$ ——理论流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  
 $r$ ——叶轮半径,  $\text{m}$ ;  
 $s$ ——活塞冲程,  $\text{m}$ ;  
 $T$ ——绝对温度,  $\text{K}$ ;  
 $u$ ——流速,液体在离心泵叶轮中的圆周速度,  $\text{m/s}$ ;  
 $V$ ——体积,  $\text{m}^3$ ;  
 $w$ ——液体在离心泵叶轮中的相对速度,  $\text{m/s}$ ;  
 $W$ ——功,  $\text{J}$ 。

#### 希腊字母

$\alpha$ ——绝对速度与圆周速度的夹角,  $\text{rad}$ ;  
 $\beta$ ——相对速度与圆周速度的夹角,  $\text{rad}$ ;  
 $\gamma$ ——气体的绝热指数;  
 $\varepsilon$ ——余隙系数;  
 $\eta$ ——效率;  
 $\eta_H$ ——水力效率;  
 $\eta_M$ ——机械效率;  
 $\eta_0$ ——绝热总效率;  
 $\eta_Q$ ——容积效率;  
 $\kappa$ ——气体的多变指数;  
 $\lambda_d$ ——压缩机的排气系数;  
 $\lambda_0$ ——压缩机的容积系数;  
 $\mu$ ——黏度,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ;  
 $\nu$ ——运动黏度,  $\text{m}^2/\text{s}$ ;  
 $\rho$ ——密度,  $\text{kg/m}^3$ ;  
 $\tau$ ——时间,  $\text{s}$ ;  
 $\omega$ ——角速度,  $\text{rad/s}$ 。

## 参 考 文 献

- [1] 谭天恩, 麦本熙, 丁惠华编著. 化工原理(上册). 第二版. 北京: 化学工业出版社, 1990
- [2] 上海化工学院, 成都科技大学, 大连工学院编. 化学工程(第一册). 北京: 化学工业出版社, 1980
- [3] 北京石油学院石油化工过程及设备教研室编. 石油化工过程及设备(第一分册), 1963
- [4] Coulson J M, Richardson J F. Chemical Engineering. Vol I, 3rd ed. Pergamon Press, 1977
- [5] 陈敏恒, 丛德滋, 方图南, 齐鸣斋编. 化工原理(上册). 第三版. 北京: 化学工业出版社, 2006
- [6] 柴诚敬主编. 化工原理(上册). 北京: 高等教育出版社, 2005

## 习 题

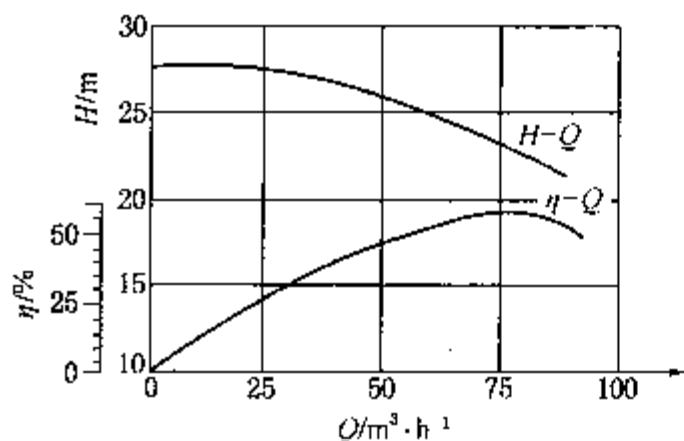
1. 在用常温水(其密度为  $1000\text{kg/m}^3$ )测定离心泵性能的实验中, 当水的流量为  $26\text{m}^3/\text{h}$  时, 泵出口压力表读数为  $1.52 \times 10^5\text{Pa}$ , 泵入口处真空表读数为  $185\text{mmHg}$ , 轴功率为  $2.45\text{kW}$ , 转速为  $2900\text{r/min}$ . 真空表与压力表两测压口间的垂直距离为  $400\text{mm}$ , 泵的进、出口管径相等, 两测压口间管路的流动阻力可以忽略不计. 试计算该泵的效率, 并列出该效率下泵的性能。

2. 某台离心泵在转速为  $2950\text{r/min}$  时, 输水量为  $18\text{m}^3/\text{h}$ , 压头为  $20\text{m H}_2\text{O}$ . 现因电动机损坏, 用一转速为  $2900\text{r/min}$  的电动机代用, 问此时泵的流量、压头和轴功率各为多少(泵的效率取  $60\%$ )?

3. 已知  $80\text{Y}-60$  型离心泵输送常温水时的额定流量  $Q = 50\text{m}^3/\text{h}$ , 额定压头  $H = 60\text{m H}_2\text{O}$ , 转速  $n = 2950\text{r/min}$ , 效率  $\eta = 64\%$ . 试求用该泵输送密度为  $700\text{kg/m}^3$ 、黏度为  $1\text{mm}^2/\text{s}$  的汽油和输送密度为  $820\text{kg/m}^3$ 、黏度为  $35\text{mm}^2/\text{s}$  的柴油时的性能参数。

4. 在大气压力为  $0.9 \times 10^5\text{Pa}$  的高原上, 使用一离心泵吸水, 该泵的必需汽蚀余量为  $2.5\text{m}$ , 吸入管路中的全部阻力损失为  $3\text{m H}_2\text{O}$ . 今拟将该泵安装于水源水面之上  $3\text{m}$  处, 问此泵能否正常操作? 该处夏季的水温为  $20^\circ\text{C}$ .

5. 用离心泵将减压精馏塔塔釜中的液体产品输送到高位槽, 塔釜中真空度为  $500\text{mmHg}$  (其中液体产品处于沸腾状态, 即其饱和蒸气压等于塔釜中的绝对压力). 泵位于地面上, 塔釜中液面比泵入口处高  $3.5\text{m}$ , 吸入管路总阻力损失为  $0.87\text{m}$  液柱, 液体的密度为  $986\text{kg/m}^3$ . 已知该泵的必需汽蚀余量为  $4.2\text{m}$ . 试问该泵的安装位置是否合适? 如不合适应如何重新安排?



习题6 附图

6. 已知输送煤油的管路, 管内径为  $150\text{mm}$ , 管长为  $280\text{m}$ , 局部阻力当量长度为  $85\text{m}$ , 煤油的密度为  $850\text{kg/m}^3$ . 此时摩擦系数  $\lambda = 0.03$ , 吸入与排出罐内液面高差为  $20\text{m}$ , 泵的特性曲线如本题附图所示. 求该泵的工作参数( $Q, H$ )及效率、轴功率。

7. 某一离心泵输送常温清水的特性曲线如本题附图中的实线所示, 附图中的虚线是用该泵输油时的特性曲线. 用该泵输水时的管路特性曲线方程为  $H = 30 + 0.02Q^2$ , 输油时的管路特性曲线方程为  $H = 30 + 0.04Q^2$  (式中  $Q$  的单位为  $\text{L/s}$ ,  $H$  的单位为  $\text{m}$ )。

(1) 试分别确定单泵输水和输油时的工作流量和压头。



(2) 若要求输油时的工作流量不低于输水时的工作流量，试分析从泵或管路安装上可能采取哪些措施？哪些措施可能性较大？

8. 拟用离心泵将某生产车间的热水(平均温度为  $65^{\circ}\text{C}$ )从热水池以  $40\text{m}^3/\text{h}$  的流量输送到凉水塔顶，从喷头喷出而落入凉水池中，以达到冷却目的。已知水在进入喷头之前需要维持  $4.9 \times 10^4\text{Pa}$  的表压力，喷头入口位置比热水池水面高  $6\text{m}$ ，吸入管路和排出管路中的压头损失分别为  $1\text{m}$  和  $3\text{m}$ 。管路中的动压头可以忽略不计。试选用合适的离心泵，并确定泵的安装高度。当地大气压按  $101.3\text{kPa}$  计。

9. 某常压贮罐内盛有石油产品，其密度为  $760\text{kg}/\text{m}^3$ ，黏度小于  $20\text{mm}^2/\text{s}$ ，在贮存条件下油品的饱和蒸气压为  $600\text{mmHg}$ 。现将该油品以

$1.14 \times 10^4\text{kg}/\text{h}$  的流量送到表压为  $1.47 \times 10^5\text{Pa}$  的设备内，输送管规格均为  $\phi 57\text{mm} \times 2\text{mm}$ ，贮罐内液面恒定，从贮罐液面到设备入口处的高度为  $5\text{m}$ ，吸入管与排出管的压头损失分别为  $1\text{m}$  和  $4\text{m}$ 。试选择一台合适的泵，并确定其安装高度。当地大气压为  $98\text{kPa}$ 。

10. 某单动往复泵活塞的直径为  $160\text{mm}$ ，冲程为  $200\text{mm}$ ，现拟用该泵将密度为  $930\text{kg}/\text{m}^3$  的某种液体从敞口贮槽输送到某设备中。要求流量为  $25.8\text{m}^3/\text{h}$ ，设备的液体入口处比贮槽液面高  $19.5\text{m}$ ，设备内压力为  $3.14 \times 10^5\text{Pa}$ (表压)，外界大气压为  $98\text{kPa}$ ，管路的总压头损失为  $10.3\text{m}$ 。当有  $15\%$  的液体漏损和泵的效率为  $72\%$  时，试分别计算该泵的活塞每分钟往复次数与轴功率(忽略速度头)。

11. 有一台单缸双动往复泵，其冲程为  $300\text{mm}$ ，活塞直径为  $180\text{mm}$ ，活塞杆直径为  $50\text{mm}$ 。若活塞每分钟往复  $55$  次，实验测得该泵在  $26.5\text{min}$  内，使一内径为  $3\text{m}$  的圆形贮罐的水位上升  $2.6\text{m}$ ，试求泵的容积效率。

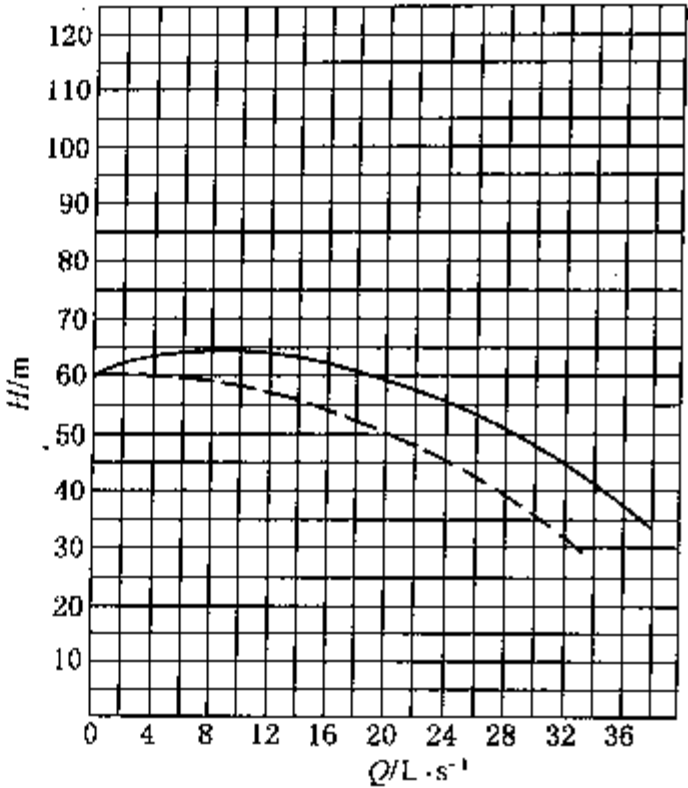
12. 双缸双作用蒸汽往复泵的活塞直径为  $130\text{mm}$ ，活塞杆直径为  $30\text{mm}$ ，冲程为  $300\text{mm}$ ，活塞每分钟往复  $40$  次，容积效率为  $87.3\%$ ，试问充满  $9\text{m}^3$  的贮罐需要多长时间。

13. 对一离心通风机进行性能测定的实验数据中，空气温度为  $20^{\circ}\text{C}$ ，风机出口处的表压力为  $23\text{mm H}_2\text{O}$ ，入口处的真空度为  $15\text{mm H}_2\text{O}$ ，相应的排风量为  $3900\text{m}^3/\text{h}$ ，两测压截面间的垂直距离为  $200\text{mm}$ ，吸入管与排出管的内径分别为  $300\text{mm}$  和  $250\text{mm}$ ，通风机转速为  $1450\text{r}/\text{min}$ ，所需轴功率为  $0.81\text{kW}$ 。试求所对应的全风压和风机的效率。

14. 在大气压力下，欲使  $3 \times 10^4\text{kg}/\text{h}$  的空气通过一翅片换热器，自  $20^{\circ}\text{C}$  加热到  $80^{\circ}\text{C}$ 。根据工艺上的要求，通风机应装在换热器之后。试求通风机必须的风量和全风压，并选择合适的通风机。设管路和换热器的全部流动阻力损失为  $120\text{mm H}_2\text{O}$ 。

15. 用往复空气压缩机将温度为  $15^{\circ}\text{C}$  的空气自  $9.807 \times 10^4\text{Pa}$  压缩到  $4.9 \times 10^5\text{Pa}$ ，压缩机排气量为  $360\text{m}^3/\text{h}$ 。试求按等温压缩、绝热压缩、多变压缩(多变指数  $\kappa = 1.25$ )过程进行时，压缩机所消耗的理论功率和压缩后空气的温度。

16. 单缸单动往复压缩机的气缸内径为  $180\text{mm}$ ，活塞冲程为  $200\text{mm}$ ，活塞往复次数为  $240$  次/ $\text{min}$ ，余隙系数为  $5\%$ ，排气系数为容积系数的  $85\%$ ，现需向某设备提供表压力为



习题7 附图



$4.4 \times 10^5 \text{ Pa}$  的压缩空气  $80 \text{ kg/h}$ 。空气进入压缩机的压力为  $9.807 \times 10^4 \text{ Pa}$ ，温度为  $20^\circ\text{C}$ ，空气的压缩为多变压缩过程，多变指数为 1.25。此压缩机能否满足生产要求？

17. 某往复压缩机的余隙系数为 0.05，如将空气从  $101.3 \text{ kPa}$  和  $283 \text{ K}$  绝热压缩至  $515 \text{ kPa}$ ，求其容积系数，并求此压缩机的最大压缩比。

18.  $30^\circ\text{C}$  及  $101.3 \text{ kPa}$  的空气要用往复压缩机压缩到  $14.7 \text{ MPa}$ ，处理量为  $3.5 \text{ m}^3/\text{min}$ （以标准状态下的体积计）。问应采用几级压缩？若每级的绝热效率均为 85%，求所需轴功率和从第一级气缸排出的空气温度。

# 第三章 非均相物系的分离

## 第一节 颗粒与颗粒床层的特性

非均相物系的特点是该物系内部有隔开两相的界面存在且界面两侧的物质性质又截然不同。在物系中处于分散状态的物质，称为分散相。如催化裂化烟道气所含催化剂粉尘，炼厂污水中油滴等等。物系中处于连续状态的物质则称为连续相或分散介质。

非均相物系的分离在石油化工中应用非常广泛，其目的往往是：

(1) 使颗粒物料与分散介质分离以得到合格的产品。如将柴油冷冻后使其中的蜡与柴油分离生产低凝点轻柴油。

(2) 净化分散介质。如从原油中脱水；从炼厂污水中除去油滴。

(3) 回收分散的颗粒物料。如从催化裂化烟道气中回收催化剂颗粒。

因此，研究非均相物系的分离对石油化工生产以及环境保护都具有重要意义。非均相物系的分离，最常用的方法有沉降法及过滤法。此外，还有湿法除尘、电除尘及机械分离方法等。

讨论非均相物系的分离，必须涉及颗粒在流体中运动的规律及流体通过颗粒物料所形成的床层的规律。因而有必要讨论单颗粒、颗粒群及颗粒床层的物理性质，继而研究颗粒在流体中运动及流体通过颗粒床层的特性。

### 一、单颗粒的特性

单颗粒的特性主要是指颗粒的大小(体积)、形状和表面积。

#### (一) 球形颗粒

球形颗粒是形状最为匀称的颗粒，只用直径便可以表明其大小。其体积、面积与直径的关系可表示为

$$V = \frac{\pi}{6} d_p^3 \quad (3-1)$$

$$S = \pi d_p^2 \quad (3-2)$$

式中  $d_p$ ——球形颗粒的直径，m；

$V$ ——球形颗粒的体积， $m^3$ ；

$S$ ——球形颗粒的表面积， $m^2$ 。

单个颗粒表面积的大小除了用  $S$  表示外，尚可用该颗粒的表面积与体积之比(即单位体积颗粒所具有的表面积)来表示，称为比表面积。对于球形颗粒来说

$$a = \frac{S}{V} = \frac{6}{d_p} \quad (3-3)$$

式中  $a$ ——比表面积， $m^2/m^3$ 。

#### (二) 非球形颗粒

石油化工工业中所遇到的固体颗粒常常是非球形颗粒，由于它们的形状各有不同，要单

独来研究几乎是不可能的。只能将非球形颗粒以某方面相当的球形颗粒的直径来表示, 这个直径便称为非球形颗粒的当量直径。由于表征颗粒的特性有颗粒的大小、形状和表面积等, 因此当量直径也有多种, 在计算中具体使用何种当量直径则须根据具体要求而选定。

(1) 体积当量直径 与颗粒体积相等的圆球直径称为该颗粒的体积当量直径, 其应用较为普遍。

$$d_{ev} = \sqrt[3]{\frac{6V}{\pi}} \quad (3-4)$$

式中  $d_{ev}$ ——体积当量直径, m;

$V$ ——真实颗粒的体积,  $m^3$ 。

(2) 面积当量直径 与颗粒表面积相等的圆球直径称为该颗粒的面积当量直径。

$$d_{es} = \sqrt{\frac{S}{\pi}} \quad (3-5)$$

式中  $d_{es}$ ——面积当量直径, m;

$S$ ——真实颗粒的表面积,  $m^2$ 。

(3) 形状因数 反映颗粒形状的因数, 最常用的形状因数为球形度  $\psi$ , 其定义为与颗粒等体积的一个球的表面积与颗粒的表面积之比, 即

$$\psi = \frac{\pi d_{ev}^2}{\pi d_{es}^2} = \frac{d_{ev}^2}{d_{es}^2} \quad (3-6)$$

对于非球形颗粒, 在已知体积当量直径  $d_{ev}$  和球形度  $\psi$  的情况下, 其比表面积可按式计算:

$$a = \frac{\pi d_{es}^2}{\frac{\pi}{6} d_{ev}^3} = \frac{6d_{es}^2}{d_{ev}^3} = \frac{6}{\psi d_{ev}} \quad (3-7)$$

## 二、颗粒群和颗粒床层的特性

### (一) 颗粒群的特性

颗粒群中包括直径及形状不同的颗粒, 故而颗粒大小的分布情况以及平均直径的确定对于涉及颗粒群及颗粒床层的计算具有重要意义。

颗粒的大小通常以微米( $\mu m$ )或毫米(mm)来表示。分析粒径分布的方法依据颗粒的大小而异, 例如大于  $70\mu m$  的颗粒, 通常采用筛分法。

将一定量的固体粒子倒入一套叠置的、开孔由大至小的标准筛子, 经充分振荡后各种尺寸的粒子分别存留在相应尺寸的筛子上, 测得各筛上颗粒的量即能知道粒径大小的分布情况。标准筛的筛孔尺寸均经过严格检定, 筛网用金属丝制成, 孔为正方形。世界上比较通行的是美国泰勒(Tyler)标准筛系列, 它以 200 筛目(指在 2.54cm 直线长度上的筛孔数)的筛子作为基础, 其筛孔边长为 0.074mm, 网线直径为 0.053mm。筛目数便成为此种筛的筛号数, 我国简称“目”数。此系列中某一号筛孔面积为邻近小一号筛孔面积的两倍, 亦即孔的边长是按  $\sqrt{2}$  倍递变的。还有按  $2^{1/4}$  倍递变的系列, 但很少采用。表 3-1 摘录出泰勒标准筛系列中一些筛号与筛孔边长的对照。

表 3-1 泰勒标准筛系列

筛 号	筛孔边长/mm	筛 号	筛孔边长/mm
200	0.074	60	0.248
170	0.088	48	0.295
150	0.104	42	0.351
115	0.124	35	0.417
100	0.147	32	0.495
80	0.175	28	0.589
65	0.208	24	0.701
		20	0.833

表 3-2 中列出一组筛分数据，该表中“+”号表示留于该筛，“-”号表示通过该筛，例如 -65 + 100 表示颗粒通过 65 号筛而截留于 100 号筛上。此种颗粒的直径可取此两号筛孔宽度的平均值，即  $\frac{0.21 + 0.15}{2} = 0.18\text{mm}$ 。通过最细的一号筛（在表 3-2 中是 200 号筛）而落在筛底盘上的颗粒的直径可近似取为  $\frac{0.074}{2} = 0.037\text{mm}$ 。

表 3-2 筛析数据示例

泰勒筛号	筛孔宽度/mm	平均颗粒直径/mm	质量/g	质量分率	累积质量分率
-28 + 35	-0.59 + 0.42	0.505	8.51	0.0415	1.0000
-35 + 48	-0.42 + 0.30	0.36	12.99	0.0634	0.9585
-48 + 65	-0.30 + 0.21	0.255	19.11	0.0932	0.8951
-65 + 100	-0.21 + 0.15	0.18	25.83	0.1260	0.8019
-100 + 150	-0.15 + 0.10	0.125	34.99	0.1707	0.6759
-150 + 200	-0.10 + 0.074	0.087	45.72	0.2230	0.5052
-200	-0.074	0.037	57.85	0.2822	0.2822
			总计 205	1.0000	

筛析数据常用图来表示，标绘的方法有二种。其一为累积分布曲线，如图 3-1 曲线 A，以小于某粒径的颗粒所占的质量分率( $x$ )对粒径( $d_p$ )标绘。由于这种曲线很难看出混合物中各种粒径所占的分率，因此常常用另一种曲线来表示，即以粒径对该粒径颗粒所占的质量分率来标绘，如图 3-1 曲线 B，这种曲线称为频率分布曲线。

(二) 颗粒群的平均直径

在工业计算中，常常希望用某个平均直径来代替颗粒群的粒度分布，但很难找出一个平均的方法来全面代替，只能在某个方面来代替。在计算流体流动阻力或考虑催化反应器中催化剂的性能、填料塔中填料层的性能时，均需考虑颗粒群表面积的大小，而颗粒的形状并不重要。此时应以比表面积相等为原则来确定颗粒群的平均直径。使具有此直径的一个颗

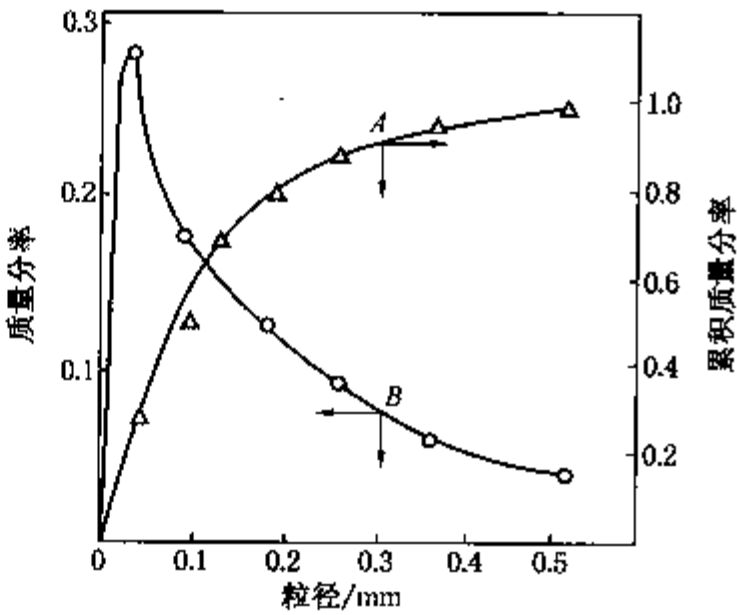


图 3-1 颗粒群的累积分布曲线和频率分布曲线

粒，其比表面等于所有颗粒的比表面的平均值。

设单位质量粒子的总表面积为  $\Sigma S_i$ ，总体积为  $\Sigma V_i$

$$\Sigma S_i = \Sigma (n_i k_s \pi d_{pi}^2) \quad (3-8)$$

$$\Sigma V_i = \Sigma (n_i k_v \frac{\pi}{6} d_{pi}^3) \quad (3-9)$$

式中  $k_s$ ——非球形颗粒的表面积校正系数；

$k_v$ ——非球形颗粒的体积校正系数；

$d_{pi}$ —— $i$  粒子的粒径；

$S_i$ —— $i$  粒子的表面积。

由定义

$$\frac{k_s \pi d_p^2}{k_v \frac{\pi}{6} d_p^3} = \frac{\Sigma (n_i k_s \pi d_{pi}^2)}{\Sigma (n_i k_v \frac{\pi}{6} d_{pi}^3)}$$

忽略  $k_s$  及  $k_v$  的变化可写出

$$d_p = \Sigma (n_i d_{pi}^3) / \Sigma (n_i d_{pi}^2) \quad (3-10)$$

设粒径为  $d_{pi}$  的粒子的质量分率为  $a_i$ ，颗粒密度为  $\rho_s$ ，则

$$\begin{aligned} a_i &= k_v n_i d_{pi}^3 \rho_s \\ n_i d_{pi}^3 &= a_i / (k_v \rho_s) \end{aligned} \quad (3-11)$$

将式(3-11)代入式(3-10)

$$\begin{aligned} d_p &= \frac{\Sigma [a_i / (k_v \rho_s)]}{\Sigma [a_i / (k_v \rho_s d_{pi})]} \\ &= \frac{\Sigma a_i}{\Sigma (a_i / d_{pi})} \\ &= \frac{1}{\Sigma (a_i / d_{pi})} \end{aligned} \quad (3-12)$$

### (三) 颗粒床层的特性

许多固体颗粒堆积成的静止的颗粒层称为固定床，这里所讲的颗粒床层均指固定床。固

定床反应器在石油化工中应用是很广泛的。例如催化重整、加氢裂化反应器。此外，填料塔中的填料层、过滤形成的滤饼也都是固定床。

#### 1. 床层的空隙率

单位体积床层中的空隙体积称为床层空隙率，它表示床层颗粒堆积的紧密程度。

$$\varepsilon = \frac{\text{床层体积} - \text{颗粒所占的体积}}{\text{床层体积}}$$

(3-13)

空隙率的大小与颗粒的形状、粒度大小的分布、颗粒直径与床层直径的比值及充填方法等有关。均匀的球形颗粒作最松排列时  $\varepsilon = 0.48$ ，作最密排列时  $\varepsilon = 0.26$ 。图3-2所示为大小均匀的

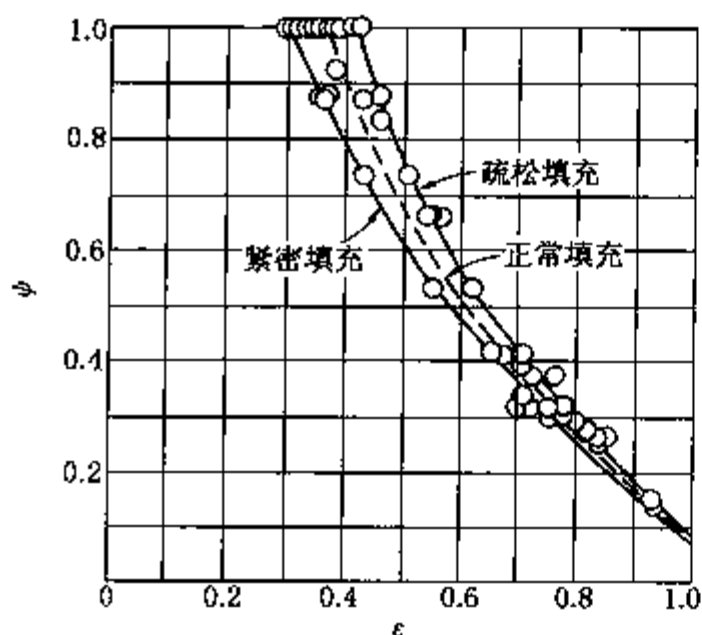


图3-2 均一颗粒床层空隙率与粒子球形度的关系

颗粒所组成的床层的空隙率  $\varepsilon$  与颗粒球形度  $\psi$  的关系。由图中可见，颗粒的球形度  $\psi$  愈小，则床层空隙率愈大。由大小不均匀的颗粒形成的固定床，由于小颗粒可以充填于大颗粒之间的空隙，床层空隙率比均匀颗粒的床层空隙率小，粒度愈不均匀则空隙率愈小。因此采用大小均匀的颗粒是提高床层空隙率的一个方法。

各种床层的空隙率最好由实验测定，当没有现成数据时可以由图 3-3 估计。图中纵坐标为床层的空隙率，横坐标为颗粒的直径  $d_p$  与床层直径  $D$  之比。由图可见， $d_p/D$  值愈小，则  $\varepsilon$  也越小。

在床层的同一截面上的空隙率是不同的，壁面附近的空隙率比较大，因此流体在近壁处的流速必然大于床层内部，这种现象称为壁效应。当床层直径较小，与颗粒直径相比相差不很大，壁效应较显著。为改善这种情况，可采用加大床层直径或减小颗粒直径的办法。但前者必然加大投资费用，后者会加大流动阻力，导致操作费用上升。

2. 床层的平均自由截面积

流体通过设备的定截面速度常常很容易求出，但要知道真实速度则必须知道床层自由截面积的大小。单位床层截面上未被颗粒所占据的面积即称为床层自由截面积。严格地说，沿流动方向床层各个截面上的自由截面积并不相等，对于颗粒均匀堆积的床层，可以取平均值而视为各截面的自由截面积都相同，显然其数值与床层空隙率  $\varepsilon$  是相等的。

3. 床层的比表面

单位体积床层中所具有的颗粒物料表面积称为床层的比表面，以  $\alpha_b$  表示，单位为  $m^2/m^3$ 。严格地说，此物料表面积应该是暴露的表面积，但由于床层中颗粒之间相互重叠或接触所占的面积很小，可以不予考虑。床层比表面  $\alpha_b$  与空隙率  $\varepsilon$  及颗粒比表面积  $a$  有如下关系：

$$\alpha_b = (1 - \varepsilon)a \tag{3-14}$$

三、流体通过固定床的流动

流体通过固定床层的流动在石油化工中极为常见，例如填料塔中的流体流动。流体通过固定床流动时的压降对于许多设备的设计具有重要意义。

流体通过固定床的流动可分为单相流动及双相流动，这里只讨论前者。由于固定床常常是由大小不一、形状各异的小颗粒不规则堆积而成，流体在其中的流动要比在管道中的流动复杂得多。床层中的颗粒所构成的通道是很不规则的，弯弯曲曲，相互交错，通道的截面大小及形状变化很大，流体通过固定床的压降很难纯粹从理论上进行计算，而要在简化流动过程的基础上推导出公式并由实验来求出公式中的系数。可以把流体通过颗粒床层的空隙想象为流体在许多并联的细小管路中流动。流体在圆管中流动时其压力降与流速的关系可由第一章的直管阻力公式表达：

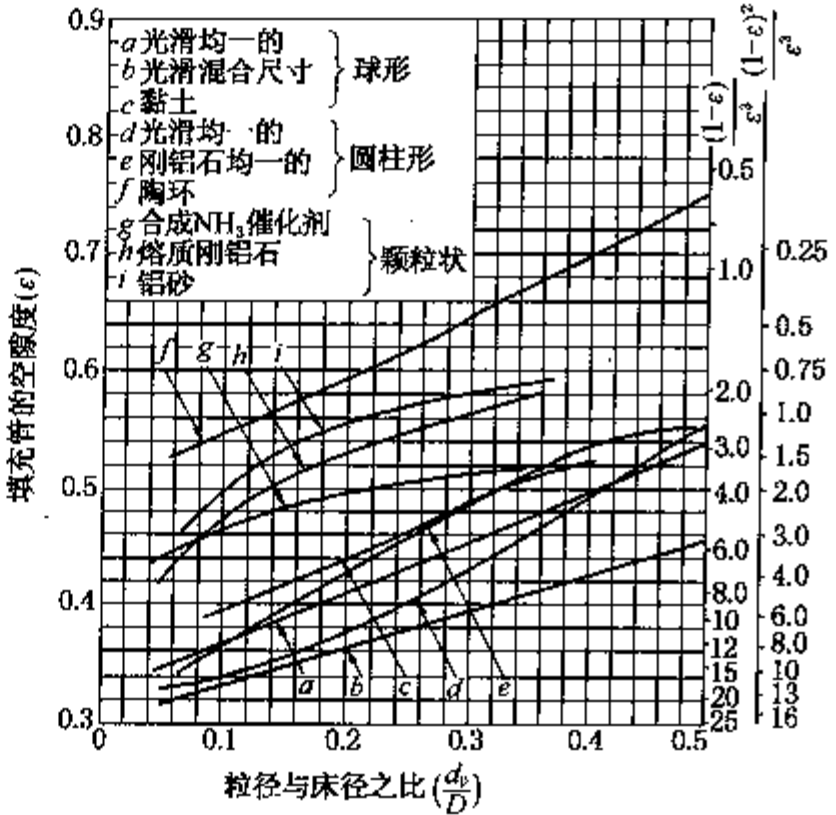


图 3-3 管中充填颗粒层的空隙率与  $\frac{d_p}{D}$  的关系



$$\Delta p = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{\rho u^2}{2}$$

将此式用于计算流体通过固定床层的压力降时，可改写成如下形式：

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{l'}{d_e} \cdot \frac{\rho u_m^2}{2} \quad (3-15)$$

式中  $l'$ ——流体流过床层的实际流道长度，m；

$d_e$ ——流道的当量直径，m；

$u_m$ ——流体在床层流道中的实际流速，m/s。

由于床层颗粒间的通道很曲折，因此当流体通过空隙流动时实际的流道长度  $l'$  要比床层的高度  $L$  长，但  $l'$  与  $L$  成比例，即

$$l' = \alpha L \quad (3-16)$$

式中  $\alpha$  为比例系数。

流体实际上通过的流道截面的大小沿流动的方向是不断改变的，其当量直径  $d_e$  可以计算如下：

$$\begin{aligned} d_e &= \frac{\text{床层全部孔隙的体积}}{\text{床层颗粒的全部表面积}} = \frac{\text{床层空隙率}}{\text{床层比表面}} \\ &= \frac{\varepsilon}{a_b} = \frac{\varepsilon}{a(1-\varepsilon)} \end{aligned} \quad (3-17)$$

流体在床层流道中的实际流速  $u_m$  在床层同一截面的各处是不同的，沿床层高度也是变化的，工程上只能将  $u_m$  视为平均值来计算。若已知床层的孔隙率为  $\varepsilon$ ，则任一截面上的平均自由截面积应比总截面积小，等于总截面积乘以孔隙率。若床层的总截面积为  $A$ ，则有：

$$\begin{aligned} u_m \varepsilon A &= uA \\ u_m &= \frac{u}{\varepsilon} \end{aligned} \quad (3-18)$$

式中， $u$  是以总截面积计算的床层空截面流速，单位为 m/s。

将式(3-16)、式(3-17)和式(3-18)三式代入式(3-15)中可得

$$\Delta p = \frac{\alpha \lambda}{2} \cdot \frac{a(1-\varepsilon)L}{\varepsilon^3} \rho u^2 \quad (3-19)$$

$$\text{令 } \frac{\alpha \lambda}{2} = \lambda' \quad (3-20)$$

代入式(3-19)得出

$$\Delta p = \lambda' \cdot \frac{a(1-\varepsilon)L}{\varepsilon^3} \rho u^2 \quad (3-21)$$

式中  $\lambda'$  为修正的摩擦系数，由式(3-21)可解出

$$\lambda' = \frac{\Delta p \varepsilon^3}{a(1-\varepsilon)L \rho u^2} \quad (3-22)$$

显然，要求得流体通过床层的压力降，必须知道  $\lambda'$  的计算方法。与流体在圆管中的流动相同， $\lambda'$  也是雷诺数的函数。流体在床层流道中流动的雷诺数可写成

$$Re' = \frac{d_e u_m \rho}{\mu} \quad (3-23)$$

式中  $Re'$  称为修正的雷诺数，将  $d_e$  的表达式(3-17)、 $u_m$  的表达式(3-18)代入式

(3-23)可得

$$Re' = \frac{\frac{\varepsilon}{a(1-\varepsilon)} \cdot \frac{u}{\varepsilon} \cdot \rho}{\mu} = \frac{up}{a(1-\varepsilon)\mu} \quad (3-24)$$

通过实验，由式(3-22)求得  $\lambda'$ ，由式(3-24)求得  $Re'$ ，康采尼(Kozeny)发现在流速较低， $Re' < 2$  的情况下，在对数坐标上  $\lambda'$  对  $Re'$  的关系近似成一条直径，可用下式表达

$$\lambda' = \frac{K'}{Re'} \quad (3-25)$$

式中  $K'$  称为康采尼常数，其值为 5.0； $K'$  值对于不同的固定床层，误差不超过 10%。由于存在式(3-25)的关系，所以通常认为当  $Re' < 2$  时，流体通过固定床层的流动为层流。

卡曼(Carman)将修正的摩擦系数  $\lambda'$  对修正的雷诺数  $Re'$  在对数坐标上进行标绘，得出一条曲线，如图 3-4 所示。此曲线可用下述方程式来表示：

$$\lambda' = 5(Re')^{-1} + 0.4(Re')^{-0.1} \quad (3-26)$$

在  $Re' < 2$  的情况下，上式等号右边第二项可以忽略不计，公式变成

$$\lambda = \frac{5}{Re'}$$

此即式(3-25)，在图上是斜率为 -1 的一条直线。

当  $Re'$  在 2 与 100 之间时，式(3-26)等式右边第二项变得越来越重要；当  $Re' > 100$  时，式中等式右边第一项变得很小，甚至可以忽略不计。从图上可以看出，随着  $Re'$  的变大，曲线的斜率的变化是比较缓慢的。这是因为在颗粒床层中，孔道的截面积是互不相同的，使某一部分流体流动较快，而另一部分则流动很慢，使固定床中流体的流动状态由层流向湍流转变时不像在空管中流动时有较明显的变化，而是一个逐渐过渡的过程，对某些流道来说，由于流道面积特别小，以致在很高的平均流速下仍可能保持层流。

将式(3-25)代入式(3-21)可解得在层流时( $Re' < 2$ )床层压力降的计算公式

$$\frac{\Delta p}{L} = K' \frac{a^2(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \mu u \quad (3-27)$$

式(3-27)称为康采尼公式。

在较宽的  $Re'$  范围内通常采用欧根(Ergun)的半经验公式来计算床层的压力降。欧根提出下述计算修正的摩擦系数  $\lambda'$  的半经验公式：

$$\lambda' = \frac{4.17}{Re'} + 0.29 \quad (3-28)$$

将式(3-28)代入式(3-21)可得：

$$\frac{\Delta p}{L} = 4.17 \frac{(1-\varepsilon)^2 a^2}{\varepsilon^3} \mu u + 0.29 \frac{(1-\varepsilon)a}{\varepsilon^3} \rho u^2 \quad (3-29)$$

式(3-29)称为欧根方程， $Re'$  的范围是  $\frac{1}{6}(1 \sim 2500)$ ，误差范围为  $\pm 25\%$ ，不适用于细长物体及瓷环填料。

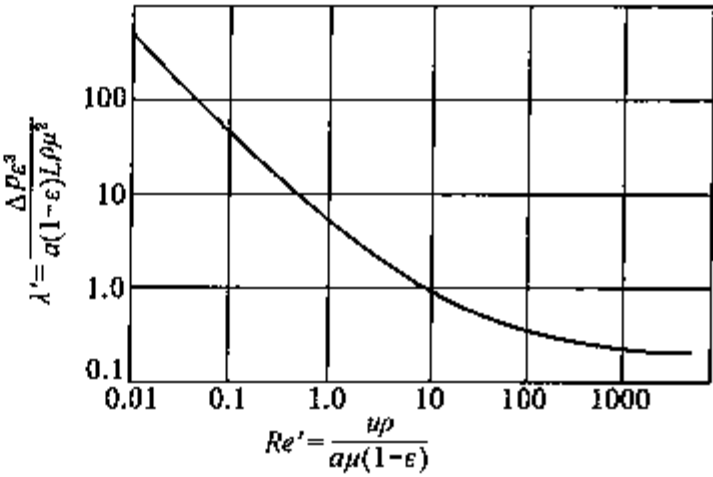


图 3-4 固定床摩擦系数  $\lambda'$  与  $Re'$  的关系

由式(3-27)及式(3-29)可以看出,操作参数 $u$ 、流体物性 $\mu$ 、 $\rho$ 和床层特性 $\varepsilon$ 、 $a$ 均影响床层压降,其中以空隙率 $\varepsilon$ 影响最大。床层空隙率受充填方式影响很大,例如采用湿法充填,即充填时设备内充以液体,则空隙率会较大,如果边充填边振动设备,则空隙率会较小,即使同样的颗粒采用同样的方法重复充填,每次所得的空隙率也不相同。因此,在设计时应尽可能预计到现场充填时实际可能的空隙率。

【例3-1】某催化重整装置反应器床层直径1.54m,催化剂颗粒床层高2.14m,催化剂颗粒为4mm×3mm(直径×高度)的圆柱体,原料油(气相)及循环氢的总体积流率为1.04m<sup>3</sup>/s,密度6.04kg/m<sup>3</sup>,黏度1.58×10<sup>-5</sup>Pa·s,床层空隙率可取0.66,试计算该床层压力降。

解:

反应器截面积

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} \times 1.54^2 = 1.86 \text{ m}^2$$

空截面流速

$$u = \frac{V}{A} = \frac{1.04}{1.86} = 0.56 \text{ m/s}$$

催化剂颗粒比表面积

$$a = \frac{S}{V} = \frac{2 \times \frac{\pi}{4} \times (0.004)^2 + \pi \times 0.004 \times 0.003}{\frac{\pi}{4} \times (0.004)^2 \times 0.003} \\ = 1667 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

将已知数据代入式(3-29)

$$\Delta p = L \times \left[ 4.17 \frac{(1-\varepsilon)^2 a^2}{\varepsilon^3} \mu u + 0.29 \frac{(1-\varepsilon) a}{\varepsilon^3} \rho u^2 \right] \\ = 2.14 \times \left[ 4.17 \times \frac{(1-0.66)^2 \times (1667)^2}{(0.66)^3} \times 1.58 \times 10^{-5} \times \right. \\ \left. 0.56 + 0.29 \times \frac{(1-0.66) \times 1667}{(0.66)^3} \times 6.04 \times (0.56)^2 \right] \\ = 2406 \text{ Pa}$$

## 第二节 沉 降

沉降是利用机械方法分离气液和气固或液液非均相物系混合物的重要方法之一。它是依靠重力或惯性离心力,利用分散相与连续相的密度不同使之发生相对运动而将其分离的过程。沉降过程可以分为重力沉降与离心沉降。在炼油厂中经常碰到重力与离心沉降,原油的脱水及蒸馏塔顶的油、水分离是重力沉降;催化裂化再生器中的旋风分离器,是利用惯性离心力的作用从烟道气中分离出催化剂颗粒,旋风分离器的工作状况直接影响着装置的运行。

### 一、重力沉降

#### (一) 重力沉降的原理

由于重力的作用使颗粒在流体中的沉降称为重力沉降。颗粒对流体的相对运动规律是重

力沉降设备的设计计算基础。相对运动规律与物理学中自由落体运动规律的主要差别在于前者考虑了流体对颗粒运动的阻力。这是因为颗粒尺寸较小，不能忽略阻力之故。

(二) 颗粒在静止流体中的自由沉降

单一颗粒在黏性流体中不受其他颗粒干扰的沉降称为自由沉降。这种沉降可以出现于流体中仅有单一颗粒或颗粒群充分地分散，使颗粒不至于碰撞或接触的情况。当粒子在只有重力场的真空中，受重力作用而自由降落时，其瞬时降落速度为

$$u = g\tau \tag{3-30}$$

若粒子在黏性流体中降落，则除受重力作用外，还受到流体的浮力及与流体作相对运动时的摩擦阻力的作用，如图 3-5 所示。重力与浮力的方向相反。颗粒在开始运动时，如果重力大于浮力，则作用于粒子的合力方向向下，粒子呈加速度向下运动，此时由于粒子与流体作相对运动而产生摩擦，因此它还受到一个与下降方向相反的阻力，这个阻力随运动速度的加大而增加。而重力与浮力与运动速度无关，当阻力增大到等于重力与浮力之差时，粒子受到的净力等于零，亦即加速度为零，此时粒子呈匀速运动向下沉降。综上所述，粒子在黏性流体中自由降落时，有两个阶段，即沉降的加速阶段和等速阶段。等速阶段时的速度称为颗粒的沉降速度，以  $u_i$  表示。由于摩擦阻力与相对运动的速度及粒子的表面积有关，而对于小颗粒，其比表面积较大，所以阻力也较大，在沉降过程中，此阻力很快便会等于重力与浮力之差，加速阶段很短，加速阶段所运动的距离也很小。所以对于小颗粒的沉降其加速阶段均予以忽略，近似认为粒子始终以  $u_i$  等速下降。

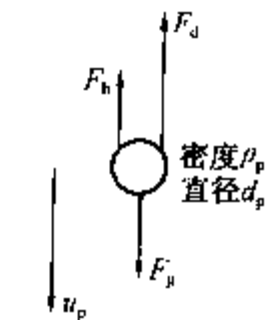


图 3-5 作用于沉降粒子的力

1. 球形颗粒的自由沉降

为研究方便起见，先讨论球形粒子沉降速度的计算方法。设粒子的直径为  $d_p$ ，密度为  $\rho_p$ 、流体的黏度为  $\mu$  和密度为  $\rho$ ，在沉降过程中颗粒的受力为：

$$(1) \text{ 重力 } F_g = mg = \frac{1}{6}\pi d_p^3 \rho_p \cdot g \quad \text{方向向下} \tag{3-31}$$

$$(2) \text{ 浮力 } F_b = \frac{m}{\rho_p} \rho g = \frac{1}{6}\pi d_p^3 \cdot \rho g \quad \text{方向向上} \tag{3-32}$$

$$(3) \text{ 阻力 } F_d = \zeta \frac{\rho u^2}{2} A_p \quad \text{方向与颗粒运动方向相反} \tag{3-33}$$

式中  $u$ ——颗粒相对于流体的运动速度，m/s；

$A_p$ ——颗粒在垂直于运动方向的平面上的投影面积，对于球形颗粒  $A_p = \frac{1}{4}\pi d_p^2$ ，对于非球形颗粒应取最大的投影面积， $m^2$ ；

$\zeta$ ——阻力系数。

以  $A_p = \frac{1}{4}\pi d_p^2$  代入式(3-33)

$$F_d = \zeta \frac{\rho u^2}{2} \cdot \frac{\pi}{4} d_p^2 \tag{3-34}$$

由牛顿第二定律：

$$F_g - F_b - F_d = m \frac{du}{d\tau} \tag{3-35}$$

对于球形颗粒，可将式(3-31)、式(3-32)和式(3-34)代入式(3-35)，并考虑到  $m = \frac{\pi}{6}d_p^3\rho_p$ ，整理可得

$$\frac{du}{d\tau} = \left(\frac{\rho_p - \rho}{\rho_p}\right)g - \frac{3\zeta}{4d_p\rho_p}\rho u^2 \tag{3-36}$$

由于颗粒的沉降速度是颗粒作等速运动的速度，因此可以令式(3-36)中的  $\frac{du}{d\tau} = 0$  来求出沉降速度  $u_t$ ，即

$$u_t = \sqrt{\frac{4(\rho_p - \rho)gd_p}{3\rho\zeta}} \tag{3-37}$$

由式(3-37)可见，欲求得沉降速度  $u_t$  之值，先应求出颗粒与流体相对运动的阻力系数  $\zeta$ 。由因次分析可以得出

$$\zeta = \phi(Re_p) \tag{3-38}$$

式中

$$Re_p = \frac{d_p u \rho}{\mu} \tag{3-39}$$

阻力系数  $\zeta$  与颗粒的雷诺数  $Re_p$  的关系由实验测定，示于图 3-6。

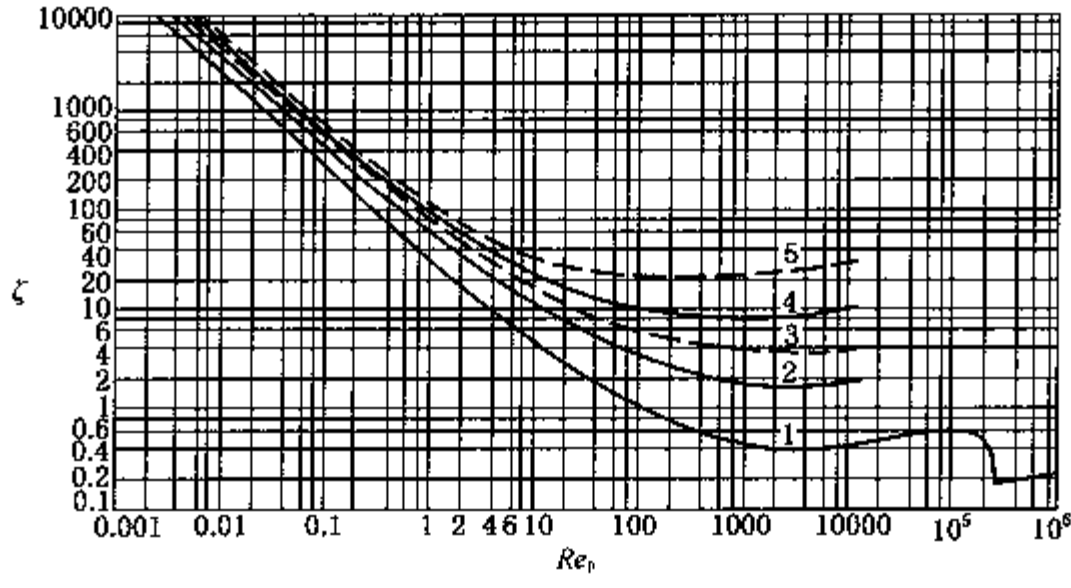


图 3-6  $\zeta$  与  $Re_p$  的关系

图中曲线 1— $\psi=1$ ；2— $\psi=0.806$ ；3— $\psi=0.6$ ；4— $\psi=0.220$ ；5— $\psi=0.125$

图中曲线 1 是对  $\psi=1$ ，即球形颗粒而言的，该曲线在不同的雷诺数范围内可用公式表示如下：

(1)  $Re_p < 2$ ，为层流区，此时

$$\zeta = \frac{24}{Re_p} \tag{3-40}$$

将式(3-40)代入式(3-34)中得到

$$F_d = 3\pi d_p \mu u \tag{3-41}$$

上式即著名的斯托克斯(Stokes)阻力定律，即在层流区颗粒沉降时的阻力与其沉降速度及黏度的一次方成正比。

由式(3-37)及式(3-40)可得到层流区沉降速度的斯托克斯公式：

$$u_t = \frac{gd_p^2(\rho_p - \rho)}{18\mu} \quad (3-42)$$

式(3-42)的适用范围为  $10^{-4} < Re_p < 2$ 。若将  $Re_p = 2$  中的  $u$  解出

$$u_t = \frac{2\mu}{d_p \rho} \quad (3-43)$$

将式(3-43)代入式(3-42)中,可解得符合斯托克斯定律的最大粒径  $d_{p,max}$ :

$$d_{p,max} = 3.3 \left[ \frac{\mu^2}{\rho_g(\rho_p - \rho)} \right]^{1/3} \quad (3-44)$$

当粒径等于或小于分散介质的分子平均自由程时,粒子可能在分子之间“滑动”,致使实际沉降速度较用式(3-42)计算出的大,在这种情况下斯托克斯的阻力定律具有以下形式:

$$F_d = \frac{3\pi d_p u \mu}{1 + \beta \cdot \frac{l_0}{d_p}} \quad (3-45)$$

式中  $\beta$ ——常数,  $\beta = 14 \sim 20$ ;

$l_0$ ——在给定条件下的气体分子平均自由程,其数量级为  $10^{-7}m$ 。

于是颗粒的沉降速度为

$$u_t = \frac{g(\rho_p - \rho)d_p^2}{18\mu} \left( 1 + \frac{\beta l_0}{d_p} \right) \quad (3-46)$$

通常  $d_p < 3\mu m$  的颗粒需按上式计算。

(2)  $2 < Re_p < 500$  为过渡区,又称阿仑区。此时

$$\zeta = \frac{18.5}{Re_p^{0.6}} \quad (3-47)$$

将式(3-47)代入式(3-37)得

$$u_t = 0.78 \frac{d_p^{1.14} \cdot (\rho_p - \rho)^{0.71}}{\mu^{0.43} \rho^{0.29}} \quad (3-48)$$

(3)  $500 < Re_p < 2 \times 10^5$  为充分发展的湍流区,又称牛顿定律区。此时

$$\zeta = 0.44 \quad (3-49)$$

$$u_t = 1.74 \sqrt{\frac{d_p(\rho_p - \rho)g}{\rho}} \quad (3-50)$$

当  $Re_p$  达到  $2 \times 10^5$  时,由于颗粒表面上的边界层内的流动由层流转为湍流,实验结果显示不规则现象。通常所遇到的情况  $Re_p$  均小于  $2 \times 10^5$ 。

**【例3-2】** 密度为  $2650\text{kg/m}^3$  的球形催化剂颗粒在  $20^\circ\text{C}$  空气中自由沉降,计算服从斯托克斯定律的最大颗粒直径及服从牛顿定律的最小颗粒直径。

解:由表查得  $20^\circ\text{C}$  时空气的性质

$$\rho = 1.205\text{kg/m}^3$$

$$\mu = 1.81 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$$

由式(3-44)可解得符合斯托克斯定律的最大粒径



$$\begin{aligned}
 d_{p,\max} &= 3.3 \left[ \frac{\mu^2}{\rho g (\rho_p - \rho)} \right]^{1/3} \\
 &= 3.3 \left[ \frac{(1.81 \times 10^{-5})^2}{1.205 \times 9.81 \times (2650 - 1.205)} \right]^{1/3} \\
 &= 3.3 \times 0.468 \times 10^{-4} \\
 &= 1.54 \times 10^{-4} \text{ m} \\
 &= 0.154 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

已知服从牛顿定律的下限是  $Re_p = 500$  代入已知数

$$\begin{aligned}
 \frac{d_p \cdot u_t \cdot 1.205}{1.81 \times 10^{-5}} &= 500 \\
 u_t &= \frac{7.51 \times 10^{-3}}{d_p}
 \end{aligned}$$

将上式代入式(3-50)并解出  $d_p$ , 此  $d_p$  即为服从牛顿定律的最小颗粒直径。

$$\begin{aligned}
 d_{p,\min} &= \left[ \frac{\rho \cdot (7.51 \times 10^{-3})^2}{1.74^2 \times (\rho_p - \rho) g} \right]^{1/3} \\
 &= \left[ \frac{1.205 \times (7.51 \times 10^{-3})^2}{1.74^2 \times (2650 - 1.205) \times 9.81} \right]^{1/3} \\
 &= 4.42 \times 10^{-3} \text{ m} \\
 &= 4.42 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

**【例3-3】** 某油品的密度为  $880 \text{ kg/m}^3$ , 为了估计油品的黏度, 今将一直径为  $1.25 \text{ mm}$  的钢球(密度为  $7900 \text{ kg/m}^3$ )放入油中, 并测得钢球于  $6.35 \text{ s}$  内下降  $25 \text{ cm}$ , 试计算此油品的黏度。

解: 设小钢球沉降在斯托克斯定律区

$$u_t = \frac{25 \times 10^{-2}}{6.35} = 0.039 \text{ m/s}$$

由式(3-42)

$$\begin{aligned}
 \mu &= \frac{g d_p^2 (\rho_p - \rho)}{18 u_t} \\
 &= \frac{9.81 \times (1.25 \times 10^{-3})^2 \times (7900 - 880)}{18 \times 0.039} \\
 &= 0.153 \text{ Pa} \cdot \text{s}
 \end{aligned}$$

校核雷诺数:

$$\begin{aligned}
 Re_p &= \frac{d_p u_t \rho}{\mu} = \frac{1.25 \times 10^{-3} \times 0.039 \times 880}{0.153} \\
 &= 0.28 < 2
 \end{aligned}$$

说明上述计算有效。

## 2. 非球形粒子的自由沉降

以上所导出的计算沉降速度的公式均只适用于球形粒子。对于非球形粒子, 阻力系数与

$Re_p$  及球形度  $\psi$  有关。 $Re_p$  中的直径按颗粒的体积当量直径来计算, 即

$$Re_p = \frac{d_{ev} u \rho}{\mu} \quad (3-51)$$

佩蒂琼(Pettyjohn)等<sup>[3]</sup>曾测定  $\zeta$  与  $Re_p$  及  $\psi$  的关系, 当  $Re_p < 0.05$  时,

$$\zeta = \frac{C}{Re_p} \quad (3-52)$$

式中  $C$  为与球形度  $\psi$  有关的系数。

$$C = -\frac{24}{0.8431 \lg 0.065 \psi} \quad (3-53)$$

对于球形颗粒,  $\psi = 1$ , 则由上式可得  $C = 24$ 。

当  $2 \times 10^3 < Re_p < 2 \times 10^5$  时, 颗粒沉降处于湍流区

$$\xi = 5.31 - \frac{4.88}{\psi} \quad (3-54)$$

对于球形颗粒, 将  $\psi = 1$  代入式(3-54)可求得  $\xi = 0.43$ , 与前面的数据基本一致。

### (三) 重力沉降设备

以重力沉降来分离气-固相悬浮体系的设备称为降尘室。最常见的降尘室如图 3-7 所示。

含尘气体进入降尘室后, 因流通截面扩大而速度减小为  $u$ , 尘粒由于随气流作水平方向运动, 其速度与气流速度相同; 另一方面又在重力作用下以沉降速度  $u_i$  向下运动。显然, 只要尘粒沉降到室底所需的时间小于或等于气体通过降尘室的时间, 尘粒便可以从气体中分离出来。

图 3-8 为降尘室中尘粒的运动情况。尘粒在进入降尘室时, 具有水平方向的速度  $u$  及垂直方向的速度  $u_i$ , 其合速度  $u_d$  为  $u$  与  $u_i$  的向量和。以  $\tau_i$  表示尘粒沉降到室底所需的时间, 以  $\tau$  表示气流通过降尘室所需时间。

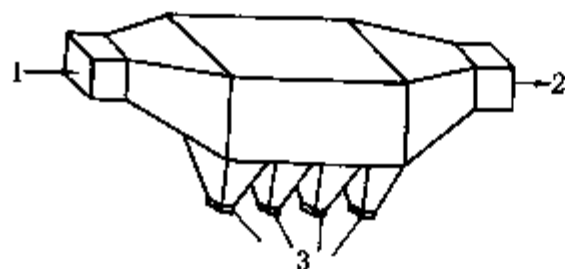


图 3-7 降尘室

1—气体入口; 2—气体出口; 3—集尘斗



图 3-8 尘粒在降尘室中的运动

$$\tau_i = \frac{H}{u_i} \quad (3-55)$$

$$\tau = \frac{L}{u} \quad (3-56)$$

式中  $H$ ——降尘室高度, m;

$L$ ——沿气流方向降尘室的长度, m。

尘粒能在降尘室被除去的条件是  $\tau_i \leq \tau$ , 即

$$\frac{H}{u_i} \leq \frac{L}{u} \quad (3-57)$$

由式(3-57)可以看出, 降尘室的高度  $H$  越小, 对分离越有利。但应注意, 对于一定的

处理量  $V$ ，在降尘室宽度一定的情况下，减小室的高度  $H$ ，则气体的速度势必增大，若保持室的长度不变，则气流的停留时间缩短，对分离又不利，应当综合考虑。

设被处理的含尘气体流量为  $V_s$ ，降尘室底面积为  $A_b$ ，则气体停留时间

$$\tau = \frac{HA_b}{V_s} \quad (3-58)$$

降尘室能够除去尘粒的下限是  $\tau = \tau_t$ ，将式(3-55)代入式(3-58)可解得

$$V_s = \frac{HA_b}{\frac{H}{u_t}} = A_b u_t \quad (3-59)$$

由式(3-59)可见，降尘室处理含尘气体的能力与其高度无关，而只与降尘室底面积  $A_b$  及尘粒的大小有关。所以降尘室通常做成扁平形。为使设备紧凑，通常在降尘室放置若干水平隔板，使其成为多层的，称为多层降尘室。应该注意的是，降尘室气速  $u$  不能太大，以免使已沉降的尘粒重新飞扬而被气体带走。根据经验，多数尘粒(包括金属、催化剂、石棉、木屑等)的分离，可取  $u < 3\text{m/s}$ ，而对于较易被扬起的尘粒(如炭黑、淀粉等)，可取  $u < 1.5\text{m/s}$ 。由于尘粒直径很小，所以尘粒的沉降通常处于层流区，可采用斯托克斯公式计算其沉降速度。

【例3-4】设计一个降尘室，气体的流量为  $20000\text{Nm}^3/\text{h}$ ，温度为  $600^\circ\text{C}$ ，要求把气体中所含的大于  $40\mu\text{m}$  的灰尘沉降下来，灰尘的密度为  $2360\text{kg/m}^3$ ，气体在  $600^\circ\text{C}$  时的黏度为  $3.91 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$ ，气体在降尘室内的压强可取为一个大气压，气体密度为  $0.404\text{kg/m}^3$ 。

解：通过降尘室的气体流量

$$V_s = \frac{20000 \times (273 + 600)}{3600 \times 273} = 17.8\text{m}^3/\text{s}$$

尘粒的沉降速度

$$\begin{aligned} u_t &= \frac{gd_p^2(\rho_p - \rho)}{18\mu} \\ &= \frac{9.81 \times (4 \times 10^{-5})^2 \times (2360 - 0.404)}{18 \times 3.91 \times 10^{-5}} \\ &= 0.053\text{m/s} \end{aligned}$$

由式(3-59)计算降尘室底部面积

$$A_b = \frac{V_s}{u_t} = \frac{17.8}{0.053} = 336\text{m}^2$$

取水平方向气速  $u_h = 1\text{m/s}$ ，求得降尘室的流通截面积

$$A_s = \frac{17.8}{1} = 17.8\text{m}^2$$

若取高度  $H = 4\text{m}$ ，宽度  $B$  将为  $\frac{17.8}{4} = 4.45\text{m}$ ，从而得到  $L = \frac{A_b}{B} = \frac{336}{4.45} = 75.5\text{m}$ ，显然这个长度太长，是不合理的。若在降尘室内加装 19 块隔板，板间距为  $0.2\text{m}$ ，则降尘室的总高度仍为  $20 \times 0.2 = 4\text{m}$ ，于是降尘室的宽度不变，为  $4.45\text{m}$ 。对于每一小格气体流量应为  $\frac{17.8}{20} = 0.89\text{m}^3/\text{s}$ ，降尘室底部面积变为  $A_b = 0.89/0.053 = 16.8\text{m}^2$ ，降尘室的长度变为  $L = 16.8/4.45 = 3.78\text{m}$ 。

可见当加装横隔板后，降尘室的长度大为缩短。

重力沉降由于尘粒沉降速度低，所需设备庞大，除尘效率又差，因此仅作为初步除尘用。工业上广泛采用的是利用离心力进行分离的旋风分离器。

## 二、离心沉降

### (一) 离心沉降的原理

当质量为  $m$  的颗粒以速度  $u_T$  作圆周运动时，其所受离心力  $F_c$  为

$$F_c = m \frac{u_T^2}{r} \quad (3-60)$$

式中， $r$  为旋转半径， $m$ 。

在重力场中，颗粒所受的重力是一定值，由式(3-60)可知，若颗粒旋转速度愈大，则所受离心力也愈大。因此利用离心力比利用重力可使沉降速度增大很多。

颗粒在离心力场中沉降时，仍可采用重力沉降的计算公式，即式(3-37)，只需将式中的重力加速度  $g$  改为离心加速度  $a_c$ ，由式(3-60)可知

$$a_c = \frac{u_T^2}{r}$$

将上式中的  $a_c$  代替式(3-37)中的  $g$  可得

$$u_r = \sqrt{\frac{4d_p(\rho_p - \rho)u_T^2}{3\xi pr}} \quad (3-61)$$

式中， $u_r$  即为离心力作用下的沉降速度，其方向沿径向向外，由于颗粒尚有一个圆周速度  $u_T$ ，所以颗粒在旋转介质中的运动，实际上是沿着半径逐渐增大的螺旋形轨道前进的。

通常把离心加速度  $a_c$  与  $g$  之比称为分离因数：

$$K_r = \frac{u_T^2}{gr} \quad (3-62)$$

分离因数  $K_r$  的物理意义是颗粒在离心力场中所受离心力为重力的倍数。它是反映离心设备性能的重要指标。

### (二) 离心沉降设备

离心沉降设备是用以从流体中分离出粒子的设备。气-固非均相物系的离心沉降一般在旋风分离器中进行，固体悬浮液的离心沉降则在各种沉降式离心机中进行。这里只介绍在石油化工中使用非常普遍的旋风分离器。

旋风分离器是一种效率高、结构简单的除尘设备。流化床催化裂化装置中的多级旋风分离器除尘效率可以高达 99.99%。

#### 1. 含尘气流在旋风分离器内的流动状况

如图 3-9 所示，旋风分离器上部是一个圆筒体，下部是一个圆锥体。气体排出管位于圆筒的中心，与圆筒形成一个同心的环形空间。气体进口短管是矩形，与圆筒部分的圆周相切。排灰口位于圆锥体的下端。

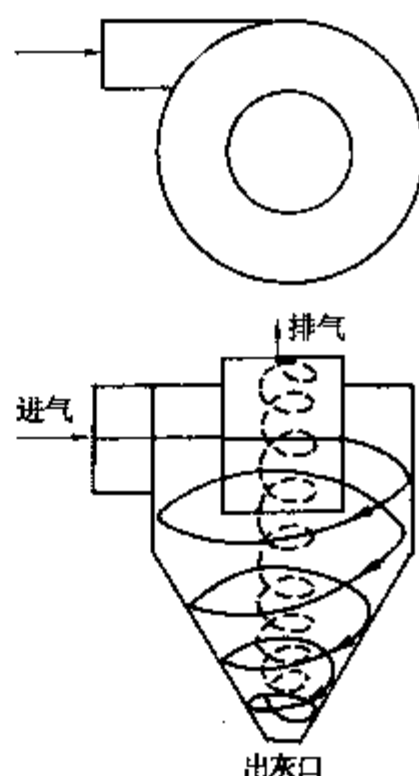


图 3-9 旋风分离器

含尘气体在旋风分离器内的流动状况很复杂，因为有涡流出现，运动很不规则。不过根据许多人的研究证明，当含尘气体进入旋风分离器后，基本上有三个方向的分速度，即切线方向的旋转速度  $u_T$ ，垂直方向的速度  $u_n$  及径向速度  $u_r$ 。而径向速度  $u_r$  是在气体排出管下端以下的部分才出现。经研究得知，除了中心的高涡流区以外，切线速度  $u_T$  是主要的。

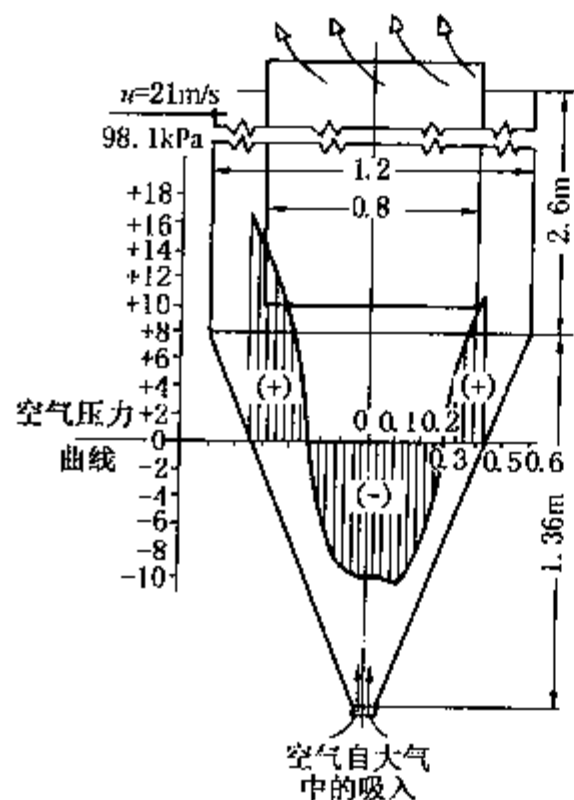


图 3-10 某旋风分离器内的压强分布

气体进入旋风分离器后，一方面由上向下运动，一方面开始在圆筒部的环形空间作旋转运动，然后到达圆锥体部分，形成一个外旋转圈，方向是由上向下。在旋转过程中形成离心力，悬浮于气流中的固体粒子在离心力作用下被抛到圆筒体及圆锥体的壁面，这些尘粒与气流一同向下运动，当到达圆锥体的最底部时，尘粒即由排灰口排出。

尘粒向排灰口的运动不只是由于重力的影响，主要的是由于气流的带动。因为靠近圆筒体及圆锥体器壁的气流不仅在旋转，而且也沿着轴线方向向圆锥体的底端（即排灰口）运动。

图 3-10 表示某旋风分离器圆锥体的一个截面上的压强分布情况。由图可见，在中心部分是负压，在边缘部分是正压。由实验知道，低压中心几乎伸展到分离器锥形部分的整个高度。当分离器排灰口下部装有集灰斗时，低压中心一直伸展到灰斗内，在其中形成真空。

如果集灰斗封闭不严，由外部吸入气体，形成一个向上的气流，将分离下来的尘粒重新带走，将使除尘效率大大降低。

评价旋风分离器性能主要有两个指标，即分离效率及压降。

2. 分离效率及操作影响因素

(1) 分离效率

旋风分离器的分离效率有两种表示方法，即总效率  $\eta_t$  和粒级效率  $\eta_i$ 。分离效率可以直接反映含尘气体经过旋风分离器后的分离效果。

总效率是指进入旋风分离器的全部颗粒中实际上能被分离出来的颗粒的质量分率。即

$$\eta_t = \frac{c_1 - c_2}{c_1}$$

(3-63)

式中  $c_1, c_2$ ——分别表示分离器进、出口处气体的含尘浓度， $g/m^3$ 。

由于含尘气体中的尘粒是大小不均匀的颗粒，因此，通过旋风分离器后，各种大小不同的尘粒被分离出的分率各不相同，按尘粒的不同大小分别表示的分离效率称为粒级效率。仿照式(3-63)的定义，对指定粒径  $d_{pi}$  的颗粒可写出其粒级效率

$$\eta_i = \frac{c_{1i} - c_{2i}}{c_{1i}}$$

(3-64)

式中  $c_{1i}, c_{2i}$ ——分别为分离器进、出口处气体中粒径为  $d_{pi}$  的颗粒浓度， $g/m^3$ 。

粒径越小的颗粒，所受离心力越小，所以被分离出的比例也越小。其典型关系如图 3-11 所示。

总效率与粒级效率的关系为

$$\eta_t = \sum \eta_i a_i \quad (3-65)$$

式中  $a_i$  为进口气体中粒径为  $d_{pi}$  的颗粒的质量分率。

图 3-11 横坐标中  $d_{pc}$  称为分割直径，即经过旋风分离器后能被除下 50% 的颗粒的直径。

## (2) 影响分离效率的因素

由于尘粒的直径很小，可设斯托克斯定律适用。

$$\zeta = \frac{24}{Re_p}$$

将上式代入式(3-61)，并考虑到  $\rho_p - \rho \approx \rho_p$ ，可写出尘粒于位置  $r$  处的径向沉降速度。

$$u_r = \frac{d_p^2 \rho_p u_T^2}{18\mu r} \quad (3-66)$$

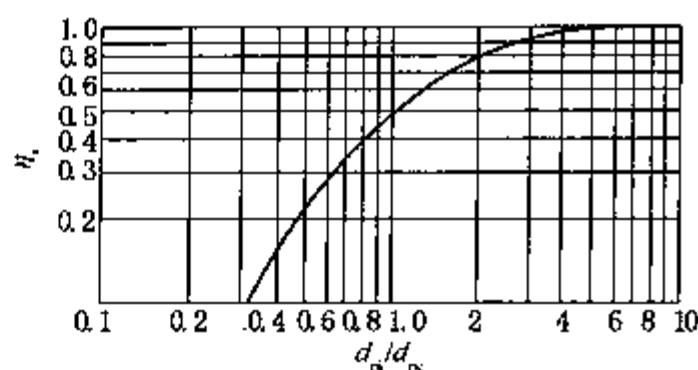


图 3-11 旋风分离器的粒级效率

尘粒在旋风分离器内沉降的一个特点是沉降速度随半径而变化，因此可以写成

$$u_r = \frac{dr}{d\tau} \quad (3-67)$$

代入式(3-66)，不考虑  $u_T$  的变化，从位置  $R_1$  到  $R_2$  积分可以得到

$$\tau = \frac{9\mu(R_2^2 - R_1^2)}{d_p^2 \cdot \rho_p u_T^2} \quad (3-68)$$

式中  $\tau$ ——尘粒由位置  $R_1$  沉降至  $R_2$  所需的时间，s；

$R_1$ ——气体排出管的外半径，m；

$R_2$ ——圆筒部分的内半径，m。

分析式(3-68)可以知道：

① 由于尘粒的旋转速度  $u_T$  随入口气速增大而增大，因此当  $\tau$  不变时，增大气速，可使  $d_p$  减小，也就是说使除尘率提高，但气流速度过大会形成涡流，这样除尘效率反而会降低。一般旋风分离器进口处的气速为 15~25m/s。投入使用的旋风分离器处于低气体负荷下操作是不适宜的。

② 大直径的颗粒沉降较快，粒子的密度增加也会促进分离。

③ 在式(3-68)中，将  $(R_2^2 - R_1^2)$  改写为  $(R_2 + R_1)(R_2 - R_1)$ ，可以看出，减小  $(R_2 - R_1)$  可使粒子沉降所经过的途径缩短，因而促进粒子的沉降。当  $(R_2 - R_1)$  保持不变， $R_1$  及  $R_2$  增大时， $R_2 + R_1$  也增大，这样使颗粒沉降所需的时间增长。因此旋风分离器的直径愈大，除尘效率愈低。如果气体处理量较大，可采用多个尺寸较小的旋风分离器并联操作，这比用一个尺寸较大的旋风分离器可望获得更高的分离效率。

④ 温度愈高，则气体的黏度愈大，分离效率会愈低。

## 3. 旋风分离器的压降

评价旋风分离器性能的另一个重要指标是压降。气体通过旋风分离器的压降应尽可能小，这不仅是为了减少动力消耗，也是为了满足工艺条件的需要。旋风分离器的压降常常表示为气体动能的倍数。

$$\Delta p_f = \xi_c \rho u_i^2 / 2 \quad (3-69)$$

式中  $\Delta p_f$ ——气体通过旋风分离器的压降，Pa；

$\xi_c$ ——阻力系数；



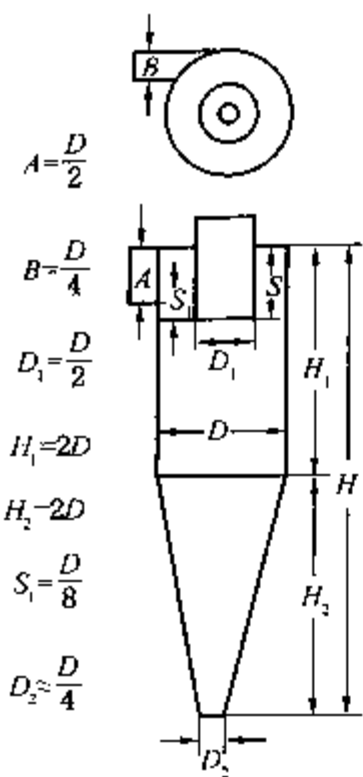


图 3-12 一种类型旋风分离器的尺寸比例

$u_1$ ——旋风分离器进口处的速度，m/s。  
阻力系数  $\zeta$  对形式不同或尺寸比例不同的设备各不相同，要通过试验测定。旋风分离器的阻力损失一般为 300 ~ 2000Pa。

4. 旋风分离器的结构特点

我国一种标准类型的旋风分离器的结构简图如图 3-12 所示<sup>[6]</sup>。表 3-3 列出了影响旋风分离器性能的结构因素。

表 3-3 影响旋风分离器性能的结构因素<sup>[7]</sup>

影响性能的因素	分离效率的提高	压降的减少
出口管径 $D_1$	小的好	大些好
圆筒部分直径 $D$	大些好	大些好
相似结构的大小	小的好	几乎无影响
圆锥部分长度 $H_2$	稍长些好	长些好
气密性	在负压操作中必须绝对气密	几乎无影响
圆筒部分长度 $H_1$	有最佳值	长的好

炼油厂流化催化裂化装置的再生器是在高温下操作的，为了回收催化剂和能量，要求将气体中大于  $10\mu\text{m}$  的颗粒除净，最好将大于  $5\mu\text{m}$  颗粒除净。20 世纪 80 年代以来，各国对环保的要求日益重视，又要求烟气中含尘浓度降到  $50\text{mg}/\text{Nm}^3$  左右。这些要求是很苛刻的，因而世界各国对高温下操作的旋风分离器的设计极为重视。早在 20 世纪 50 年代，美国斯德尔蒙 (Stairmand) 和德国巴什 (Barth) 等人就已认识到尺寸的优化设计可以有效地提高效率。70 年代，这一思想已开始在催化裂化旋风分离器上得以体现。如美国布尔 (Buell) 公司把原来的布尔型分离器的上旁室结构取消，改为简单的斜底板入口结构，并加大了高径比。美国杜康 (Ducon) 公司也将原杜康型分离器的螺旋顶结构改为平顶蜗壳入口，加大了排尘口及高径比，参见图 3-13。中国石油大学和中国石油化工总公司北京设计院、洛阳石油化工工程公司合作，经过多年研究，创立了一套“旋风分离器尺寸优化设计理论和方法”，采用不同的优化方法，突出对效率和压降均有明显影响的两个关键尺寸，即入口截面比  $K_A = \pi D^2 / (4ab)$  和排气管下口直径比  $d_r = D_1 / D$  (式中  $D$  为旋风分离器圆筒部分直径， $a$  及  $b$  为入口矩形截面之高与宽， $D_1$  为排气管下口直径)，并编成了电算程序 PVOD。在这套方法的指导下，研制成了结构简单而效率高的 PV 型旋风分离器，其简图见图 3-14。1990 年在 72 万吨/年的催化裂化装置上应用后，使原来采用 Ducon 型旋风分离器时每吨油的催化剂消耗量从 0.81kg 降为 0.4kg，经济效益显著。再生器内两级 PV 型旋风分离器的总效率

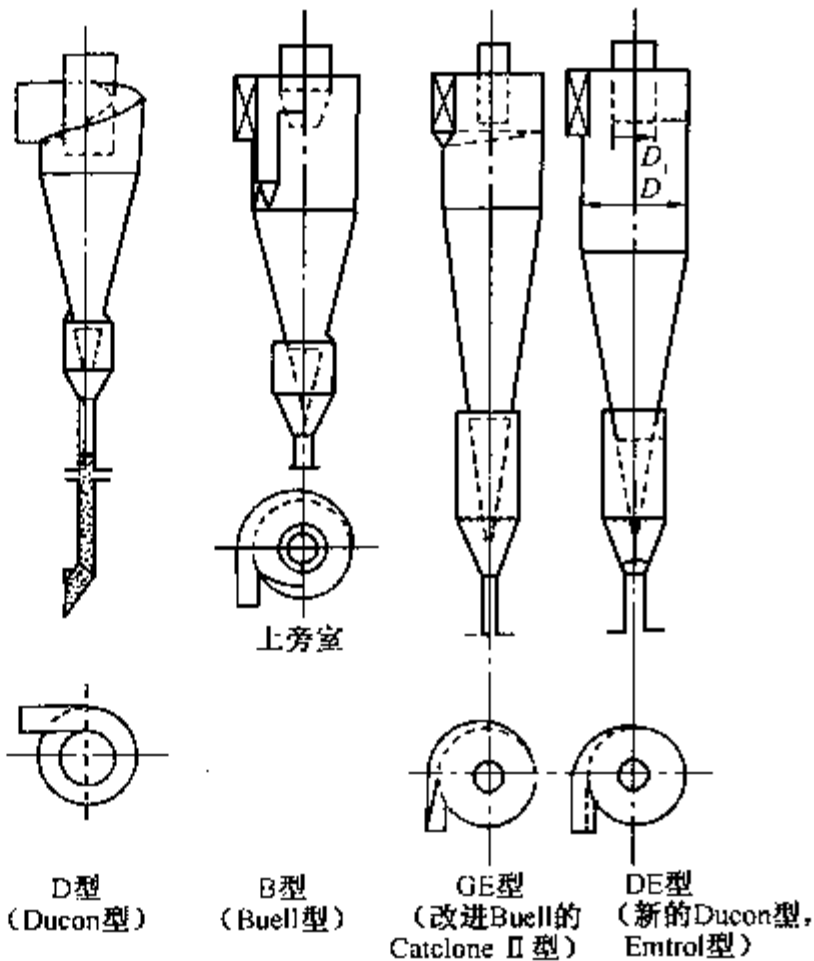


图 3-13 催化裂化用旋风分离器

为99.997% ~ 99.998%。

旋风分离器的选用需要下列原始数据：

- (1) 在操作条件含尘气体的最大流量  $V$ ,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;
- (2) 气体的密度,  $\text{kg}/\text{nm}^3$ ;
- (3) 气体的温度,  $^{\circ}\text{C}$ ;
- (4) 通过旋风分离器所允许的压降  $\Delta p_f$ ,  $\text{mmH}_2\text{O}$ ;
- (5) 气体中所含尘粒的粒度分析数据;
- (6) 要求的分离效率, %;
- (7) 气体起始的含尘量,  $\text{g}/\text{nm}^3$ ;
- (8) 气体中所含的水蒸气量,  $\text{g}/\text{nm}^3$ 。

对于标准型的旋风分离器，计算步骤如下：

- (1) 选择标准旋风分离器的型号。由给定的允许压降  $\Delta p_f$ ，按式 (3-69) 算出所允许的气体通过旋风分离器的速度  $u_i$ 。

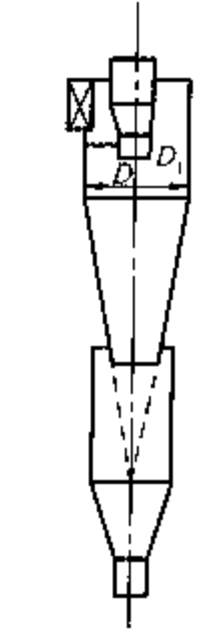


图3-14 PV型  
旋风分离器

- (2) 根据所算出的允许气速  $u_i$  及气体的最大流量  $V$ ，可算出所需旋风分离器的直径  $D$ 。

(3) 将  $D$  取整后即可按该型号的标准旋风分离器的尺寸关系定出其他部分的尺寸。若  $D$  太大，则可采用几个旋风分离器并联。此时应重新核算压降。

(4) 根据所给粒度分析的数据及所选定的旋风分离器对各粒度的粒级效率；由式 (3-65) 计算总的分离效率。如果总的分离效率没有满足要求，就需要调整，减小旋风分离器的直径或者提高气速，或者选另外形式的旋风分离器。

对于新近研究出的用于高温下的 PV 型高效旋风分离器，其设计计算有成套的性能计算方法及尺寸参数优化方法，并编成 PVOD 计算程序，只要输入用户的操作参数——进入分离器组的总气量 ( $\text{m}^3/\text{s}$ )、气体密度 ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ) 与黏度 ( $\text{Pa} \cdot \text{s}$ )、催化剂颗粒密度 ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )、进入分离器组的催化剂浓度 (也可用再生器顶的稀相密度近似代替,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ) 和进入分离器组的催化剂粒度分布 (可用平衡催化剂的筛分组成近似代替)，并给定四个限值——最大许可直径、最大许可入口气速、最大许可压降及希望的总长径比，就可以很快算出各部分优化匹配的尺寸及其预测性能 (分离效率、压降、出口浓度与粒度等)。若不满意还可改变给定的限值，重新计算，直到满意为止。

**【例3-5】** 拟用如图3-12所示的标准类型旋风分离器分离温度为  $20^{\circ}\text{C}$ 、压力为  $101.3\text{kPa}$ 、流量为  $3300\text{m}^3/\text{h}$  的含尘空气。尘粒密度为  $2000\text{kg}/\text{m}^3$ ，允许压力降为  $2\text{kPa}$ 。试求该旋风分离器的尺寸。

解：由附录查得  $20^{\circ}\text{C}$ 、 $101.3\text{kPa}$  时的空气的密度为  $\rho = 1.21\text{kg}/\text{m}^3$ ，黏度为  $\mu = 1.81 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。取阻力系数  $\xi_c = 8.0$ ，由式 (3-69) 可解得

$$u_i = \sqrt{\frac{2\Delta p_f}{\xi_c \rho}} = \sqrt{\frac{2 \times 2000}{8 \times 1.21}} = 20.3\text{m/s}$$

由于  $V_i = hBu_i$ ，则可得

$$hB = \frac{V_i}{u_i} = \frac{3300}{3600 \times 20.3} = 0.0452\text{m}^2$$

按图3-12,  $h = \frac{D}{2}$ ,  $B = \frac{D}{4}$ , 则

$$D/2 \times D/4 = 0.0452$$

解得  $D = 0.601\text{m}$

取旋风分离器的圆筒部分直径为  $0.6\text{m}$ ，则该分离器的其他部分尺寸为： $h = 0.3\text{m}$ ， $B = 0.15\text{m}$ ， $D_1 = 0.3\text{m}$ ， $H_1 = 1.2\text{m}$ ， $H_2 = 1.2\text{m}$ ， $S = 0.075\text{m}$ ， $D_2 = 0.15\text{m}$ 。

### 第三节 过 滤

#### 一、过滤的基本概念

过滤过程从广义上来说使流体通过一多孔的介质以除去悬浮于流体中的固体粒子或液滴的过程。气相非均一系统以及液相非均一系统的分离都可采用这种分离方法。本节只讨论液相非均一系统固体悬浮液的过滤分离。

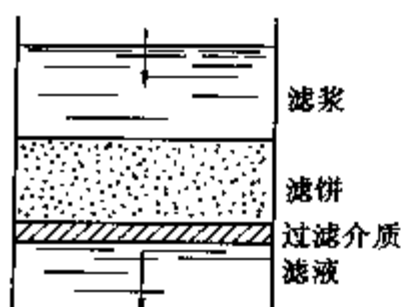


图 3-15 过滤操作示意图

在石油化工的某些工艺过程中，例如从减压蒸馏馏分油中脱除石蜡、润滑油白土精制过程中白土与润滑油的分离以及某些催化剂的制造过程等常要用到过滤操作。在化学工业中过滤被广泛用来分离结晶产品与母液。

图 3-15 为过滤操作示意图，其基本原理是使固体悬浮液中的液体在一定推动力作用下通过一个多孔性材料，而将固体颗粒截留以达到将固体颗粒从悬浮液中分离出来的目的。固体悬浮液称为滤浆，多孔性材料称为过滤介质，截留在过滤介质上的固体

微粒称为滤饼或滤渣，通过滤饼和过滤介质的清液称为滤液。过滤操作的推动力可以是重力、压力、真空吸力或离心力。

##### (一) 过滤介质

过滤介质在过滤的最初阶段起截留固体微粒的作用，而后只是支承所形成的滤饼，滤饼层才起真正的过滤作用。有时刚开始过滤时所得到的滤液是浑浊的，但过一段时间后滤液才变得澄清，其原因就是所形成的滤饼的孔隙比过滤介质的孔隙小，滤饼真正起到了截留固体微粒的作用。这部分浑浊的滤液常常需要返回重新过滤。

工业上常用的过滤介质有：

1. 织状介质 又称滤布。此类介质由天然或人造纤维编织而成，所用的材料如棉花、麻、羊毛、丝、石棉和各种人造纤维与金属丝。在过滤细小杂质时亦有用特别纸张作为过滤介质的。滤布中以棉织的帆布、斜纹布及毛织的呢绒等应用最广。

2. 粒状介质 如用细砂、石、木炭、硅藻土等堆积成较厚的床层。

3. 多孔固体介质 是用多孔陶瓷、塑料、金属等粉末烧结成型而制得的多孔性板状或管状介质。此类介质适用于处理含有少量细小微粒的腐蚀性悬浮液及其他特殊场合。

通常根据悬浮液中固体微粒的含量和粒度、悬浮液中液体是否有腐蚀性、操作温度和压力以及过滤介质的机械强度、价格等因素选择适宜的过滤介质。

##### (二) 助滤剂

当过滤胶状的固体时，因其形状易为压力所改变，滤布孔隙往往为此类物质所堵塞。在这种情况下不仅悬浮的颗粒不能通过，滤液的流通亦受到阻碍，甚至闭塞。为解决这个问题，可在滤布上预先涂一层坚硬且在普通压力下不变形的粒状物质，如硅藻土、活性炭等。

此种预涂物常称为助滤剂。助滤剂的作用在于防止胶性微粒对滤孔的堵塞，成为实际的过滤介质。这是因为助滤剂表面有吸附胶体的能力而且颗粒细小坚硬，大体上不可压缩，使滤孔不至手全部堵塞。过滤完毕后助滤剂本身可与滤饼同时除去。也可以将某种性质坚硬而又能形成疏松床层的另一种固体颗粒作为助滤剂加入悬浮液中以便形成疏松的滤饼，使滤液得以畅通。此法的缺点是当过滤的目的是回收滤饼时不便采用。

### (三) 过滤速率和过滤速度

过滤速率指单位时间内所获得的滤液体积，单位为  $\text{m}^3/\text{s}$ 。过滤速度则指单位时间、单位过滤面积上通过的滤液体积，单位为  $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$  (即  $\text{m}/\text{s}$ )。若以  $A$  表示过滤面积， $d\tau$  为过滤时间， $dV$  为  $d\tau$  时间内所获得的滤液体积，则过滤速率可表示为  $\frac{dV}{d\tau}$ ，过滤速度则为  $\frac{dV}{Ad\tau}$ 。

## 二、过滤的基本方程式

过滤速率与过程推动力、阻力的关系可写成

$$\text{过滤速率} = \frac{\text{过滤推动力}}{\text{过滤阻力}} \quad (3-70)$$

过滤的推动力就是压力差， $\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2$ ，其中  $\Delta p_1$  为滤饼两侧的压力差， $\Delta p_2$  为过滤介质两侧的压力差。

过滤的阻力通常包括以下几项：

- (1) 滤浆引入管道的阻力；
- (2) 滤液通过滤饼的阻力；
- (3) 滤液通过过滤介质的阻力；
- (4) 滤液引出管道的阻力。

对于设计良好的过滤机，第 1、4 两项阻力与 2、3 两项阻力比较，通常很小，可以忽略。

### (一) 滤液通过滤饼的流动

过滤过程实际上是滤液通过滤饼和过滤介质中细小孔道的流动过程。由于滤饼的微粒很小，滤液流动孔道是很小的，滤液流动的流速也很小，因此滤液的流动一般属于层流状态，由哈根 - 泊谟叶公式可知，通过滤饼的压降为：

$$\Delta p_1 = \frac{32\mu l u}{d^2} \quad (3-71)$$

式中  $u$ ——滤液通过滤饼层细小孔道的真实流速， $\text{m}/\text{s}$ ；

$\mu$ ——滤液的黏度， $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ；

$d$ ——滤饼中细小孔道的平均直径， $\text{m}$ ；

$l$ ——滤液在滤饼中通道的平均长度， $\text{m}$ 。

由于真实流速  $u$  乘以滤饼截面上全部细小孔道的截面即为滤液的体积流量，因此  $u$  与过滤速度  $dV/Ad\tau$  成正比，又因为  $l$  无法测定，但它与滤饼厚度  $L$  成正比；对于一定条件的滤饼， $d$  虽为定值，但也无法测定，将这些因素统统并入比例系数  $r$  内，式(3-71)可改写为

$$\frac{dV}{Ad\tau} = \frac{\Delta p_1}{r\mu L} \quad (3-72)$$

或
$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{A\Delta p_1}{r\mu L}$$

(3 - 73)

式中  $r$  为比例系数，包括许多未知因素，只能通过实验来确定。

式(3 - 73)表明，任一瞬间的过滤速率与滤饼两侧的压差及过滤面积成正比，而与滤饼厚度及滤液的黏度成反比。在该式中， $\Delta p_1$  是滤液通过滤饼流动的推动力， $r\mu L/A$  是阻力，它包含了滤液的性质  $\mu$ ，还包含了滤饼的特性  $rL/A$ 。滤饼越厚，结构越紧密，则滤饼对滤液流动的阻力就越大。这些影响阻力的因素除  $L$  和  $A$  外，均包含在系数  $r$  之内，称之为滤饼的比阻。比阻的单位可由式(3 - 73)导得。

$$[r] = \left[ \frac{\Delta p}{\frac{dV}{Ad\tau} \cdot \mu L} \right] = \frac{\frac{N}{m^2}}{\frac{m^3}{m^2 \cdot s} \cdot \frac{N \cdot s}{m^2} \cdot m} = \frac{1}{m^2}$$

当  $dV/(Ad\tau) = 1$ ， $\mu = 1$  和  $L = 1$  时，比阻  $r$  在数值上是等于压力降  $\Delta p_1$  的。所以比阻  $r$  的物理意义即当黏度为  $1N \cdot s/m^2$  的滤液，以  $1m^3/(m^2 \cdot s)$  的过滤速度通过厚度为  $1m$  的滤饼层的压力损失。

比阻  $r$  反映了滤饼结构特性对过滤速率的影响，其值的大小表示过滤操作的难易程度。若滤饼是不可压缩的，则比阻  $r$  仅取决于滤饼的结构特性；若滤饼为可压缩的，则比阻  $r$  将随压力差的增加而增大。一般情况下  $r$  与操作压力差的关系可以用下列经验公式以压力差的指数函数表示之，即

$$r = r'(\Delta p)^s$$

(3 - 74)

式中  $r'$ ——单位压力差下的滤饼比阻， $1/m^2$ ；

$s$ ——滤饼的压缩性指数，其值恒小于 1，由实验测定。滤饼的压缩性愈大， $s$  也愈大。对不可压缩的滤饼， $s$  等于零。表 3 - 4 列出了几种类型物料的压缩性指数  $s$  的近似值。

表 3 - 4 某些物料的压缩性指数

物 料	硅藻土	碳酸钙	钛白(絮凝)	高岭土	滑 石	黏 土	硫化锌	氢氧化铝
$s$	0.01	0.19	0.27	0.33	0.51	0.56 ~ 0.6	0.69	0.9

(二) 基本方程式

过滤的阻力还包括过滤介质的阻力。过滤介质的阻力一般都比较小，但有时却不能忽略，尤其在过滤刚开始，滤饼层还比较薄的时候更是如此。过滤介质的阻力与其材料、结构、厚度等均有关。为计算方便，通常假设过滤介质对滤液流动的阻力与厚度为  $L_e$  的滤饼层的阻力相等， $L_e$  称为过滤介质的当量滤饼厚度(或虚拟滤饼厚度)。由式(3 - 73)可知，滤饼的阻力为  $r\mu L/A$ ，因此过滤介质的阻力可以表示为  $r\mu L_e/A$ 。于是，过滤的阻力即为  $r\mu(L + L_e)/A$ ，式(3 - 73)可写成

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{A\Delta p}{r\mu(L + L_e)}$$

(3 - 75)

考虑到滤饼的可压缩性，将式(3 - 74)代入式(3 - 75)可得

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{A\Delta p^{1-s}}{r'\mu(L + L_e)}$$

(3 - 76)

以  $C$  表示获得单位体积滤液所形成的滤饼体积, 其单位为  $\text{m}^3$  滤饼/ $\text{m}^3$  滤液, 则  $C$  乘以滤液体积  $V$  即等于所形成的滤饼体积, 即  $CV = AL$ 。对于过滤介质, 可引入  $V_e$  作为与当量滤饼厚度  $L_e$  相对应的当量滤液体积, 当然这个  $V_e$  是虚拟的, 只是为了计算的需要而引入的, 于是也会有  $CV_e = AL_e$ , 将这些关系代入式(3-76)可得

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{A^2 \Delta p^{1-s}}{r' \mu C (V + V_e)} \quad (3-77)$$

上式即为过滤基本方程式, 它表示了过滤过程中任一瞬间的过滤速率与物系性质、压力差、过滤面积以及累计滤液量、过滤介质的当量滤液量之间的关系。由于式(3-77)是以微分形式表示的, 因此要进行过滤计算, 尚需根据具体过滤操作条件进行积分。

过滤操作的特点是在过滤进行的过程中滤饼厚度不断增加, 过滤阻力也相应增加。如果作为推动力的压差是恒定的, 则过滤速率必定逐渐减小; 如果要保持恒定的过滤速率, 则压差需要逐渐增大。因此, 过滤操作常有恒压过滤、恒速过滤以及先恒速后恒压过滤。通常多采用恒压过滤, 但在有些情况下, 例如在采用板框式压滤机或加压叶滤机来过滤由离心泵输送的悬浮液时, 过滤的初期阶段是在接近恒速条件下进行的。当滤饼变得较厚并使液流阻力增大时, 则由离心泵所提供的压力变成了一种限制性因素, 此时的过滤操作是在近似恒压的条件下进行的。

### (三) 恒压过滤

恒压过滤时,  $\Delta p$  为常数, 在式(3-77)中, 对于给定的悬浮液,  $\mu$ 、 $r'$ 、 $s$  及  $C$  亦为常数, 令

$$K = \frac{2\Delta p^{1-s}}{r' \mu C} \quad (3-78)$$

$K$  称为过滤常数, 它包含了物性及操作压力。引入  $K$  以后式(3-77)可写成

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{KA^2}{2(V + V_e)}$$

$$\text{或 } 2(V + V_e)dV = KA^2 d\tau \quad (3-79)$$

式(3-79)中  $V_e$  为过滤介质的虚拟滤液体积, 因而要获得  $V_e$  所需的时间即为虚拟过滤时间, 以  $\tau_e$  表示之。当过滤介质一定时,  $V_e$  与  $\tau_e$  均为常数。为了得到实际过滤操作时累计滤液体积  $V$  与过滤时间  $\tau$  之间的关系, 可以对式(3-79)在  $\tau_e$  到  $\tau + \tau_e$  的区间内积分。

$$\int_{V_e}^{V+V_e} 2(V + V_e)d(V + V_e) = KA^2 \int_{\tau_e}^{\tau+\tau_e} d\tau$$

$$(V + V_e)^2 - V_e^2 = KA^2 \tau$$

经整理得

$$V^2 + 2V_e V = KA^2 \tau \quad (3-80)$$

令

$$q = V/A, q_e = V_e/A$$

则得

$$q^2 + 2q_e q = K\tau \quad (3-81)$$

以上两式称为恒压过滤方程式, 是恒压过滤计算的重要方程式。

上述恒压过滤方程式表示了同时包括滤饼和过滤介质阻力在内的滤液体积与过滤时间的关系。



当过滤介质阻力相对于滤饼的阻力很小时, 过滤介质阻力可以忽略不计, 即  $V_e = 0$ ,  $q_e = 0$ 。此时, 恒压过滤方程式可简化为

$$V^2 = KA^2\tau \quad (3-82)$$

$$\text{或 } q^2 = K\tau \quad (3-83)$$

当悬浮液、过滤压力差、过滤介质一定时, 恒压过滤方程式中的  $K$  与  $q_e$  均为常数。

#### (四) 恒速过滤

恒速过滤时过滤速率  $dV/d\tau$  为一常数。当滤浆用正位移式泵向过滤机供料时, 过滤速率近似于恒定。显然在恒速过滤操作中, 滤饼阻力不断提高, 要保持过滤速率恒定则必须不断提高过滤的压差。

由于过滤速率为常数, 故式(3-77)可写成

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{V}{\tau} = \frac{A^2 \cdot \Delta p^{1-s}}{r'\mu C(V + V_e)}$$

若仍采用  $K = \frac{2\Delta p^{1-s}}{r'\mu C}$  的形式代入上式, 则有

$$V^2 + V \cdot V_e = \frac{K}{2}A^2\tau \quad (3-84)$$

$$\text{或 } q^2 + q \cdot q_e = \frac{K}{2}\tau \quad (3-84a)$$

式(3-84)和式(3-84a)为恒速过滤方程。

在恒速过滤方程中,  $K$  仍称为过滤常数, 但实际上它是随压差而变化的。

#### (五) 先升压后恒压过滤

恒压过滤比恒速过滤操作简便, 但由于一开始用较高的压强操作使最初形成的滤饼压得过于紧密, 增大了过滤阻力; 或使较细的颗粒通过过滤介质而使滤液混浊, 并堵塞介质的孔隙而增大介质阻力。恒速过滤则可避免上述缺点, 但在操作过程中需不断调节压强, 比较麻烦。先升压后恒压过程则综合了两种过滤方法的优点。升压的过程常常是在接近恒速的情况下进行的。设经过时间  $\tau_1$  后, 达到要求的  $\Delta p$ , 在此时间内, 有体积为  $V_1$  的滤液通过。然后过滤在此恒压下进行。恒压阶段的过滤可在  $\tau_1$  至  $\tau$  的区间内对式(3-79)进行积分。

$$2 \int_{V_1}^V (V + V_e) d(V + V_e) = KA^2 \int_{\tau_1}^{\tau} d\tau$$

可得

$$\begin{aligned} (V + V_e)^2 - (V_1 + V_e)^2 &= KA^2(\tau - \tau_1) \\ (V^2 - V_1^2) + 2V_e(V - V_1) &= KA^2(\tau - \tau_1) \end{aligned} \quad (3-85)$$

上式即为先升压后恒压过程的过滤方程。

### 三、过滤常数的测定

应用过滤方程式进行计算时, 需要知道过滤常数  $K$  和  $q_e$ 。当悬浮液、过滤压力差或过滤介质不同时, 过滤常数会有很大差别。因此过滤常数一般由条件相同的实验测定或采用已有的生产实际数据。这里以恒压过滤为例说明过滤常数的测定方法。

式(3-81)可改写成

$$\frac{\tau}{q} = \frac{1}{K}q + \frac{2}{K}q_e \quad (3-86)$$

式(3-86)表示恒压过滤时,  $\tau/q$  与  $q$  之间为一直线关系, 直线的斜率为  $1/K$ , 截距为  $2q_e/K$ 。实验时, 测定不同过滤时间  $\tau$  所获得单位过滤面积的滤液体积  $q$  的数据, 以  $\tau/q$  为纵坐标, 以  $q$  为横坐标进行标绘, 可得一条直线, 由此直线的斜率和截距可求得  $K$  与  $q_e$  值, 如图 3-16 所示。

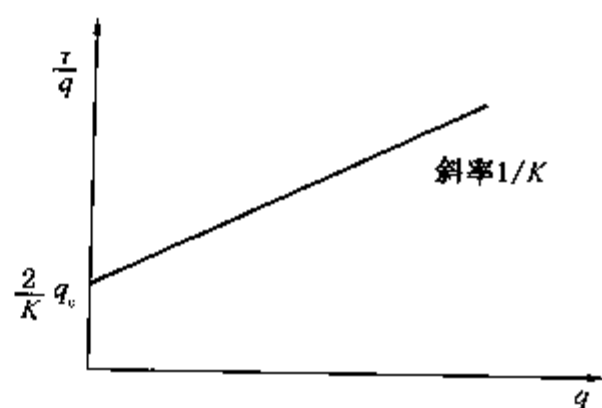


图 3-16 过滤常数的测定

【例 3-6】在恒定压差  $\Delta p = 1.2 \times 10^5 \text{ Pa}$  及  $25^\circ\text{C}$  下进行过滤实验, 已知  $\text{CaCO}_3$  粉末与水的悬浮液中单位体积清液所带的固体量  $c = 23.5 \text{ kg/m}^3$ 。过滤时所取得的过滤时间与单位面积滤液量  $q$  的数据列于附表。试求过滤常数  $K$  及  $q_e$ 。

例 3-6 附表

单位面积滤液量( $q$ )/ $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2}$	过滤时间( $\tau$ )/s	$\tau/q$	单位面积滤液量( $q$ )/ $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2}$	过滤时间( $\tau$ )/s	$\tau/q$
0.01	17.5	1750	0.04	103.7	2592
0.02	40.1	2005	0.05	144.2	2884
0.03	69.2	2307	0.06	186.2	3105

解: 按(3-86)式

$$\frac{\tau}{q} = \frac{1}{K}q + \frac{2}{K}q_e$$

用附表  $q$ 、 $\tau$  数据计算  $\frac{\tau}{q}$ , 并列于附表。

将  $\tau/q$  与  $q$  值标绘于图 3-17, 得一直线, 读取直线的斜率( $1/K$ )和截距( $2q_e/K$ )。

$$\frac{1}{K} = 27700 \text{ s/m}^2$$

$$K = 3.61 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$2q_e/K = 1470 \text{ s/m}$$

$$q_e = 1470 \times \frac{K}{2} = 1470 \times \frac{3.61 \times 10^{-5}}{2} = 0.0265 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

【例 3-7】在实验室中用一片过滤面积为  $0.1 \text{ m}^2$  的滤叶对某种颗粒在水中的悬浮液进行试验, 过滤压差为  $67 \text{ kPa}$ 。过滤  $5 \text{ min}$  后得滤液  $1 \text{ L}$ , 又过滤  $5 \text{ min}$ , 得滤液  $0.6 \text{ L}$ 。若再过滤  $5 \text{ min}$ , 可再得滤液多少?

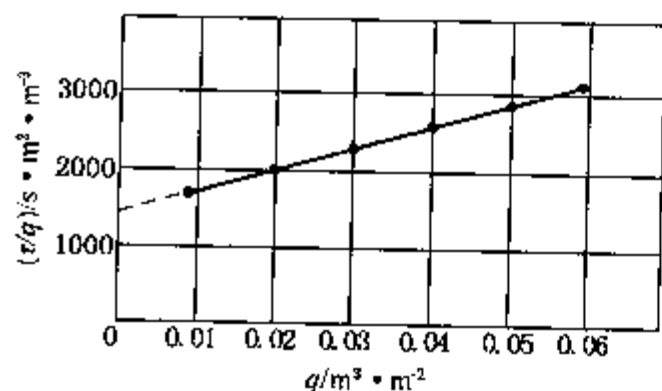


图 3-17  $\tau/q$  与  $q$  的关系

解: 为了求出滤液量与过滤时间的关系, 在式(3-86)中, 应先求出恒压下的过滤常数  $K$  及  $q_e$ 。

将已测得的两组数据代入式(3-86), 即

$$\frac{5 \times 60}{1 \times 10^{-3}/0.1} = \frac{1}{K}(1 \times 10^{-3}/0.1) + \frac{2}{K}q_e$$

及 
$$\frac{10 \times 60}{1.6 \times 10^{-3}/0.1} = \frac{1}{K}(1.6 \times 10^{-3}/0.1) + \frac{2}{K}q_e$$

解此方程组得

$$q_e = 7 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$K = 8 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$$

则  $\Delta p = 67 \text{ kPa}$  时的过滤方程式为

$$\frac{\tau}{q} = \frac{1}{8 \times 10^{-7}}q + \frac{2}{8 \times 10^{-7}} \times 7 \times 10^{-3}$$

即 
$$\frac{\tau}{q} = 1.25 \times 10^6 q + 1.75 \times 10^4$$

将  $\tau = (5 + 5 + 5) \times 60 = 900 \text{ s}$  代入上式得

$$\frac{900}{q} = 1.25 \times 10^6 q + 1.75 \times 10^4$$

解得

$$q = 2.07 \times 10^{-2} \text{ m}$$

$$\begin{aligned} V &= 2.07 \times 10^{-2} \times 0.1 = 2.07 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \\ &= 2.07 \text{ L} \end{aligned}$$

由此可知，若再过滤  $5 \text{ min}$ ，可再得滤液量为

$$2.07 - 1 - 0.6 = 0.47 \text{ L}$$

#### 四、过滤设备及其操作

工业上使用的过滤设备称为过滤机。根据其过滤的推动力可以分为重力过滤机、加压过滤机、真空过滤机和离心过滤机。根据过滤操作的方式又可分为连续式过滤机及间歇式过滤机。以下介绍在石油化学工业中常用的过滤设备及操作。

##### (一) 间歇式过滤机

##### 1. 板框压滤机

##### (1) 板框压滤机的结构

板框压滤机是由若干块滤板和滤框交替排列组装在支架上，并通过压紧装置压紧，如图 3-18 所示。滤板与滤框之间夹有滤布。滤板与滤框数目须由过滤的生产任务及悬浮液的性质而定，压紧方式有手动、电动螺旋压紧及液压压紧两种。

滤板与滤框的结构如图 3-19 所示，滤板的表面为了便于滤液流通开有槽沟，凸部用来支撑滤布，凹槽是滤液的通道。板框压紧后，空滤框与其两侧的滤板就构成了过滤的操作空间。滤板与滤框左上角和右上角设有圆孔，当板框叠合后即形成洗液通道和滤浆通道。滤板有两种，一种是左上角的洗液通道与其两侧表面的凹槽相通，使洗液进入凹槽，这种滤板称为洗涤板；另一种洗液通道与其两侧凹槽不相通，称为非洗涤板。为了避免这两种板与框的组装次序有错，铸造时，在非洗涤板外侧铸一个钮，在滤框外侧铸两个钮，在洗涤板外侧铸

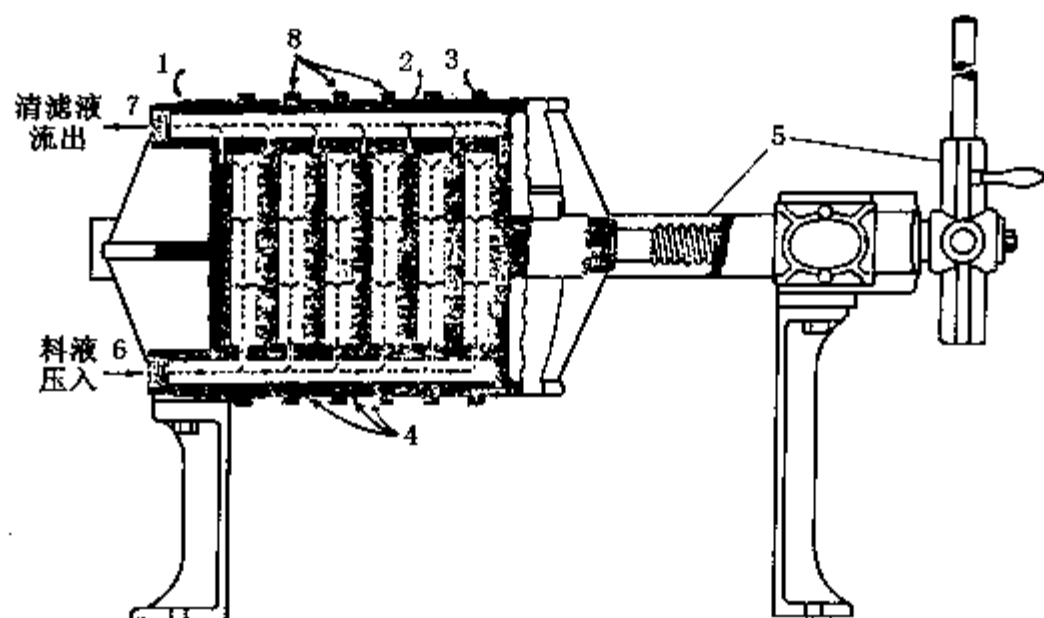


图 3-18 板框压滤机简图

1—固定板；2—滤板；3—滤框；4—滤布；5—压紧装置；6—料液压入；  
7—清滤液流出；8—滤渣积聚在滤框中

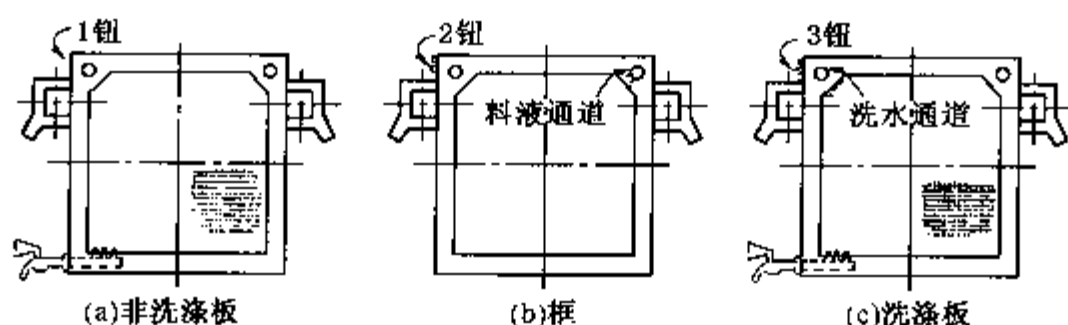


图 3-19 滤板与滤框结构

三个钮，分别称之一钮板、二钮板及三钮板。装配好的板框由最后一块压板用丝杠压紧。滤布同时起了压紧垫片的作用。机头上也开有相应的孔并分别联接有通滤浆、滤液及洗涤水的管道。

## (2) 板框压滤机的操作

板框压滤机是间歇式过滤机，每个操作循环由过滤、洗涤、卸饼、清洗组装四个阶段组成。

如图 3-20(a)所示，进行过滤时，滤浆在压力下进入右上角的滤浆通道，由通道分别

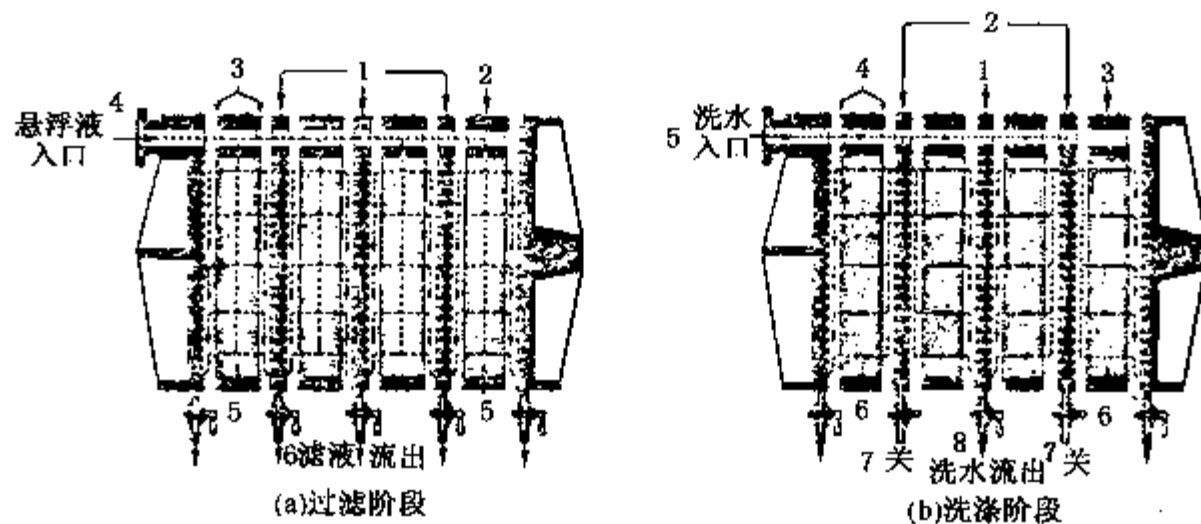


图 3-20 板框压滤机的过滤和洗涤操作示意图

(a) 1—板；2—框；3—滤布；4—悬浮液入口；5—滤饼；6—滤液流出  
(b) 1—非洗涤板；2—洗涤板；3—框；4—滤布；5—洗水入口；6—滤饼；7—关；8—洗水流出

进入每个滤框里。滤液分别穿过两侧的滤布，沿滤板面上的凹槽流至滤板下角的排出口阀门排出，悬浮液中的固体颗粒被截留于框内，待框内空间充满滤饼后即停止过滤。

在许多过滤过程中滤液是很有价值的产品，当过滤停止时滤饼中的空隙仍为滤液所充满，为了回收这部分滤液常于过滤终了后通入适量的洗涤液对滤饼进行洗涤。如图 3-20 (b) 所示，关闭洗涤板下的阀门，洗涤液在压力下由左上角的人口经通道进入洗涤板两侧的凹槽里，分别穿过一层滤布及滤框中的滤饼，然后穿过一层滤布，最后沿非洗涤板面上的凹槽流至下角的排出口阀门排出。这种洗涤方式称为横穿洗涤法，其优点是可以提高洗涤效果，防止洗涤液将滤饼冲击出裂缝而造成短路。可以注意到洗涤液的流动截面为滤液流动截面的一半，而洗涤液所流过的滤饼的厚度却为滤液流过的两倍。

板框压滤机的板与框可用铸铁、碳钢、不锈钢、铝和铜等金属制造，也可用塑料、木材等制造。操作压力一般为  $300 \sim 800\text{kPa}$ 。板与框多为正方形，边长范围为  $20 \sim 150\text{cm}$ ，但亦有采用圆形板框者。框的厚度一般约  $2.5 \sim 10\text{cm}$ ，板的数目少的只有  $5 \sim 6$  块，多的可达 100 块。在炼油厂润滑油冷冻脱蜡装置中则有用到 350 块直径为  $1.5\text{m}$  的圆形板的板框压滤机。

板框压滤机具有以下一些优点：

- ① 构造简单，成本低，便于用不同材料制造；
- ② 操作技术简单；
- ③ 各部分零件易于更换，设备的寿命极长；
- ④ 可以在相当高的压力下操作，一般铸铁制的板框可以承受  $700 \sim 1400\text{kPa}$  的压力，特殊结构的板与框则可在  $5000\text{kPa}$  以上的压力下操作；由于板两面的压力互相平衡，因此铸件的厚度可以较小；
- ⑤ 在额定的最大生产能力以下，板框式压滤机的处理量可以任意变动，只需将多余的板与框隔断；
- ⑥ 可以用很多种类的滤布；
- ⑦ 滤饼不易沾污，宜于回收有价值的滤饼；
- ⑧ 如有必要在升温或冷冻条件下操作，板框压滤机便于安装加热或冷冻夹套。

板框压滤机的主要缺点为：

- ① 间断操作，耗劳动力较多；
- ② 板与框有许多接缝，如果安装不仔细，接缝处很易渗漏；
- ③ 不适于过滤含有大量固体的滤浆，否则装卸次数太多；
- ④ 由于经常要拆卸安装，滤布使用寿命较短。

## 2. 加压叶滤机

叶滤机由一些矩形或圆形的滤叶所组成。滤叶是由金属丝网组成的框架及覆盖在其上面的滤布所构成，如图 3-21 所示。多块平行排列的滤叶装在一起并插入密闭的容器内。如图 3-22 所示。

过滤时，滤液穿过滤布至出口管排出，滤渣则截留于滤布上。当过滤速度减至一定的数值时即停止过滤，将滤叶自筒内拖出，将滤饼除去并以清水洗净，然后将滤叶推入筒内进行另一次的操作循环。如果滤饼需要洗涤，则可在过滤结束以后滤叶拉出以前泵入洗涤液，洗涤液所经的路径与过滤时相同，故洗涤速度约等于过滤终了时的速度。

叶式压滤机的优点为：

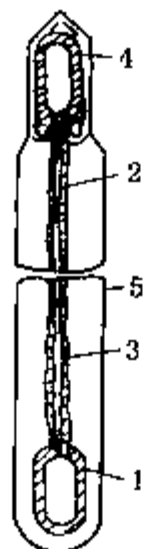


图 3-21 滤叶的构造

1—空框；2—金属网；3—滤布；  
4—顶盖；5—滤饼

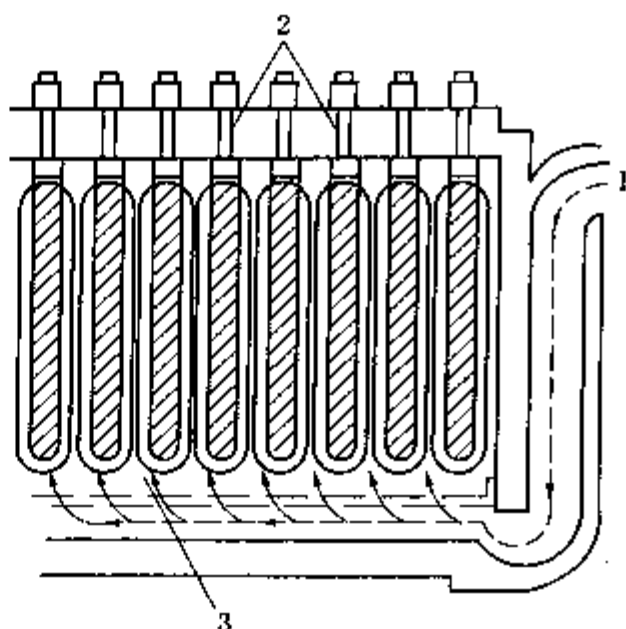


图 3-22 密闭加压叶滤机

1—滤浆进口；2—滤液出口；3—滤饼

- (1) 装卸简单；
- (2) 操作密闭，劳动条件较好；
- (3) 较板框压滤机紧凑；
- (4) 在需要洗涤时，洗涤液与滤液通过的途径相同，洗涤比较均匀。

叶式压滤机的缺点为：

- (1) 虽然每次操作时滤布不用装卸，但破损后更换较困难；
- (2) 结构较板框压滤机复杂，造价较高。

## (二) 连续式过滤机

连续式过滤机中应用最为广泛的是转筒真空过滤机，其他还有近年出现的带式压滤机等。

### 1. 转筒真空过滤机

#### (1) 结构

图 3-23 为转筒真空过滤机的结构和操作示意图，其主要部件包括转筒、分配头、滤浆槽、搅拌器、刮刀等。水平安装的转筒表面上有一层金属网，网上覆以滤布，此即过滤机的过滤面积。转筒的长度和直径之比约为  $1/2 \sim 2$ ，转筒内腔分成  $10 \sim 30$  个彼此隔开的扇形小室（即过滤室），每个小室分别与转筒端面圆盘上的一个孔相连通，此圆盘随着转筒旋转，故称为转动盘，如图 3-24(a) 所示。转动盘与安装在支架上的固定盘之间的端面借助弹簧力紧密接触。固定盘上三组缝隙（凹槽），分别与滤液排出管（真空管）、洗液排出管（真空管）及压缩空气管相通，如图 3-24(b) 所示。由于转动盘与固定盘的这种配合，当转筒转动时，使转筒内腔的小室依次分别与滤液排出管、洗液排出管及压缩空气管相通，即起到了分配接通作用，故把转动盘与固定盘一起称为分配头。

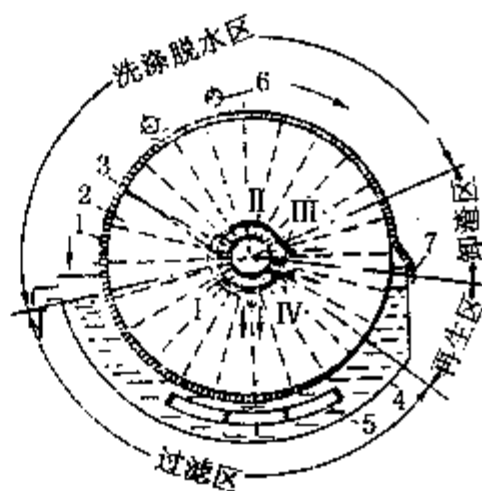


图 3-23 转筒真空过滤机的结构和操作示意图

1—转鼓；2—过滤室；3—分配头；  
4—物料槽；5—搅拌器；  
6—喷嘴；7—刮刀



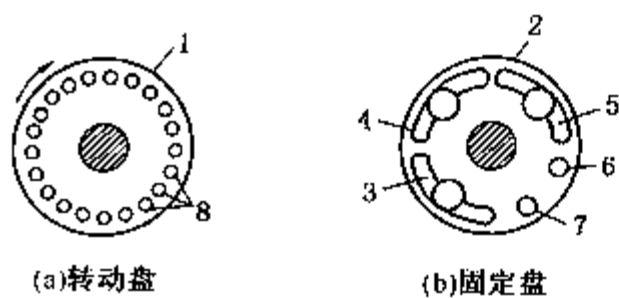


图 3-24 转筒真空过滤机的分配头  
1—转动盘；2—固定盘；3—与减压管相通的缝隙；4、5—与洗液贮槽相通的缝隙；6、7—与压缩空气相通的缝隙；8—转动盘上的孔

## (2) 操作

当转筒旋转时，整个转筒大致可分为过滤区、洗涤和吸干区、卸渣区、滤布再生区。因此，转筒每旋转一周，任何一部分转筒表面都依次经历了过滤、洗涤和吸干、卸饼、滤布再生诸阶段的一个操作循环。而任何时刻总有一部分表面浸没在滤浆中进行过滤。转筒的表面积一般为  $5 \sim 50\text{m}^2$ ，浸入滤浆中的面积通常为总表面积的  $30\% \sim 40\%$ 。转筒的转速通常为  $0.1 \sim 3\text{r/min}$ ，滤饼厚度一般在  $40\text{mm}$  左右，对难过滤的悬浮液，滤饼厚度可小至  $5 \sim 10\text{mm}$ 。

转筒真空过滤机的优点是连续自动操作，生产能力大，改变其转速可调节滤饼的厚度；其缺点是过滤面积小，设备投资高，过滤推动力小（最大也只能趋近  $1.013 \times 10^5\text{Pa}$ ），滤饼中含液量大。因此，转筒真空过滤机适用于生产能力大、固体微粒含量较多的悬浮液的过滤。

## 2. 带式压滤机<sup>[9]</sup>

带式压滤机是近年才出现的，它特别适用于经过絮凝后的污泥脱水，也可以应用于其他一些场合。其基本原理是在两条滤带或过滤纤维带之间对料浆进行机械压榨。图 3-25 所示为 S 型带式压滤机。经过絮凝后的料浆进入压滤机，加料装置将其送至下部正在移动着的滤带上。随着料浆向着第一个大直径压辊移动，第二条移动着的滤带在料浆上表面施加巨大的压力。随后，通过使夹在两条滤带之中的料浆经过一组直径逐渐减小的压辊（这样每一个后续的压辊都能施加较大的压力）进行压榨，使滤液脱除得更干净。滤饼最终被卸除，并且滤带得到清洗。

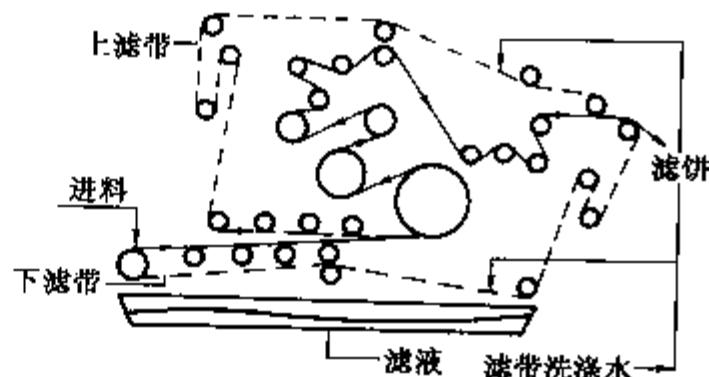


图 3-25 S 型带式压滤机

这种过滤机的优点是连续操作，节省劳动力，且过滤的压差比较大；其缺点是维护、检修及滤布更换较困难。

## 五、过滤计算

过滤计算的主要内容是计算过滤机的生产能力，或计算为完成规定的过滤任务所需要的过滤机的大小。进行计算的基本工具是过滤基本方程式。

由于工业上常用的板框压滤机与转筒真空过滤机在结构与操作方式上各有特点，因此两种设备的过滤计算也各有特点。

### (一) 板框压滤机的计算

#### 1. 生产能力

板框压滤机的生产能力系指过滤机单位时间所获得的滤液量（或滤饼量），以  $Q$  表示，其单位为  $\text{m}^3/\text{s}$ 。由于操作是间歇的，因此在每一循环操作中，虽然全部面积只有在部分时间（即过滤时间  $\tau$ ）内进行过滤，但在计算其生产能力时，还应把洗涤时间  $\tau_w$  和卸饼、清理、组装的时间  $\tau_0$  计入。即在一个循环操作中，生产能力应为

$$Q = \frac{V}{\Sigma\tau} = \frac{V}{\tau + \tau_w + \tau_0} \quad (3-87)$$

式中  $V$ ——在一个操作循环内所获得的滤液体积,  $\text{m}^3$ ;

$\Sigma\tau$ ——一个操作循环所需的时间, 即操作周期,  $\text{s}$ ;

$\tau$ ——一个操作循环内的过滤时间,  $\text{s}$ ;

$\tau_w$ ——一个操作循环内的洗涤时间,  $\text{s}$ ;

$\tau_D$ ——一个操作循环内的卸饼、清理、组装等辅助操作时间,  $\text{s}$ 。

过滤时间  $\tau$  可由恒压过滤方程式计算, 辅助时间  $\tau_D$  要视操作及设备情况而定, 下面重点讨论洗涤所需时间  $\tau_w$ 。

## 2. 滤饼的洗涤速率与洗涤时间

当过滤结束后, 有一部分滤液保留在滤饼的微粒之间, 通过洗涤可以回收其中有价值的滤液或除去滤饼中的杂质。由于洗液中不含有固体颗粒, 故洗涤过程中不再有滤饼沉积, 过滤阻力不变。因此在恒压下洗涤时, 洗液的体积流量, 即洗涤速率  $(dV/d\tau)_w$  不变。

对于板框压滤机, 进行如图 3-20(b) 所示的横穿洗涤时, 洗液穿过两层滤布及整个滤框厚度的滤饼, 因此其流经长度约为过滤终了时滤液流经长度的两倍, 而洗液通过的面积则仅为过滤面积的一半, 如果所用的洗液与滤液的黏度相同, 洗涤时所用的压力差和过滤时也相同, 则由式(3-73)可知, 洗涤速率约为最终过滤速率的  $1/4$ , 即

$$\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_w = \frac{1}{4} \left(\frac{dV}{d\tau}\right)_E \quad (3-88)$$

式中  $(dV/d\tau)_E$  为最终过滤速率。

由式(3-79)可写出

$$\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_E = \frac{KA^2}{2(V + V_e)} \quad (3-89)$$

上式中  $V$  为一个操作循环内所获得的滤液体积,  $\text{m}^3$ 。

将式(3-89)代入式(3-88)得

$$\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_w = \frac{KA^2}{8(V + V_e)} = \frac{KA}{8(q + q_e)} \quad (3-90)$$

于是可得洗涤时间

$$\tau_w = \frac{V_w}{\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_w} = \frac{8(q + q_e)V_w}{KA} \quad (3-91)$$

式中  $V_w$ ——一个操作循环内所用的洗涤液量,  $\text{m}^3$ ;

$q$ ——单位过滤面积在一个操作循环内所获得的滤液量,  $\text{m}^3/\text{m}^2$ 。

如果洗液的黏度、洗涤时的压差和滤液的黏度、过滤终了时的压差不同, 则应根据洗涤时间与洗液黏度和压差的关系, 对上述计算的洗涤时间按下式进行校正, 即

$$\tau'_w = \tau_w \left(\frac{\mu_w}{\mu}\right) \left(\frac{\Delta p}{\Delta p_w}\right) \quad (3-92)$$

式中  $\tau'_w$ ——实际所需的洗涤时间,  $\text{s}$ ;

$\mu_w$ ——洗液黏度,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ;

$\Delta p_w$ ——洗涤时的压力差,  $\text{Pa}$ 。

由式(3-87)可知, 一个操作循环中的过滤时间  $\tau$ 、洗涤时间  $\tau_w$  及辅助时间  $\tau_D$  的长短

都会影响过滤机的生产能力。但对一定的过滤机和过滤操作情况，其辅助时间基本上是固定的，与所获得的滤液量无关，而过滤时间和洗涤时间却因滤液量的增加而增加。对于恒压过滤，在一个操作循环中，如过滤时间过长，则形成的滤饼很厚，过滤的平均速率必然变小，生产能力就会因过滤时间过长而下降。相反，如果过滤时间太短，形成的滤饼很薄，虽然过滤阶段的平均速率大，但非生产时间（即辅助时间）相对较长而影响生产能力的提高。显然，在一个操作循环中必有一个最佳的过滤时间值，使过滤机的生产能力最大。由式(3-80)可知

$$V^2 + 2V_c V = KA^2 \tau$$

解得

$$\tau = \frac{1}{KA^2} V^2 + \frac{2V_c}{KA^2} V = C_1 V^2 + C_2 V \quad (3-93)$$

式中  $C_1 = 1/KA^2$ ,  $C_2 = 2V_c/KA^2$ ，当操作情况及设备均一定时， $C_1$  和  $C_2$  为常数。

对于板框压滤机，如果洗液的黏度与滤液黏度相同，且洗涤时所用的压差也和过滤时相同，则由式(3-91)可得

$$\tau_w = \frac{8a(V^2 + V_c V)}{KA^2} \quad (3-94)$$

式中

$$a = \frac{\text{洗液量}}{\text{滤液量}} = \frac{V_w}{V}$$

式(3-94)可以改写成

$$\tau_w = 8aC_1 V^2 + 4aC_2 V \quad (3-95)$$

将式(3-93)和式(3-95)代入式(3-87)，则板框压滤机的生产能力为

$$Q = \frac{V}{C_1 V^2 + C_2 V + 8aC_1 V^2 + 4aC_2 V + \tau_D} \quad (3-96)$$

如果过滤设备一定，操作情况也一定，则过滤的辅助时间  $\tau_D$  将为一常数。欲使生产能力  $Q$  为最大，可将式(3-96)微分，取  $dQ/dV = 0$ ，得

$$\tau_D = (1 + 8a)C_1 V^2 = (1 + 8a) \frac{V^2}{KA^2} \quad (3-97)$$

当过滤介质阻力可忽略不计时，由式(3-83)知

$$\tau = \frac{V^2}{KA^2}$$

于是式(3-97)可写成

$$\tau_D = (1 + 8a)\tau \quad (3-98)$$

如果过滤介质阻力不计，滤饼又不洗涤，则可得如下关系：

$$\tau_D = \tau \quad (3-99)$$

从以上分析可知，对于板框压滤机，在忽略过滤介质阻力和滤饼不进行洗涤的情况下，过滤时间  $\tau$  与辅助时间  $\tau_D$  相等时，其生产能力最大。若滤饼需要洗涤，则可以证明，在一个操作循环中，过滤时间和洗涤时间之和等于辅助时间时，达到一定生产能力所需的总时数最少。再考虑到过滤介质阻力的影响，一般过滤时间与洗涤时间之和应略大于辅助时间。

【例3-7】某炼油厂润滑油白土精制车间，用板框压滤机分离润滑油与白土，滤框的

空间尺寸为  $800\text{mm} \times 800\text{mm} \times 40\text{mm}$ ，有 22 块滤框。过滤压力差为  $1.96 \times 10^5 \text{Pa}$ ，过滤操作温度为  $80^\circ\text{C}$ ，滤液的黏度为  $1.5 \times 10^{-3} \text{Pa} \cdot \text{s}$ ，滤饼的比阻为  $1.4 \times 10^{14} \text{m}^{-2}$ 。实验测得悬浮液经同样条件过滤后，滤饼与滤液体积之比为  $0.075 \text{m}^3/\text{m}^3$ 。忽略过滤介质阻力，滤饼不可压缩，且不进行洗涤。设清理和组装每对框和板需要  $2\text{min}$  的时间。试求过滤机的生产能力。

解：由式(3-78)，过滤常数为

$$K = \frac{2\Delta p^{1-\alpha}}{r'\mu C} = \frac{2 \times 1.96 \times 10^5}{1.4 \times 10^{14} \times 1.5 \times 10^{-3} \times 0.075} \\ = 2.49 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{s}$$

过滤面积为

$$A = (0.8)^2 \times 2 \times 22 = 28.2 \text{m}^2$$

滤框完全充满时滤饼的体积为

$$V_c = (0.8)^2 \times 0.04 \times 22 = 0.563 \text{m}^3$$

一个操作循环所获得的滤液量为

$$V = \frac{V_c}{C} = \frac{0.563}{0.075} = 7.51 \text{m}^3$$

则

$$q = \frac{V}{A} = \frac{7.51}{28.2} = 0.266 \text{m}^3/\text{m}^2$$

由式(3-83a)可得

$$\tau = \frac{q^2}{K} = \frac{(0.266)^2}{2.49 \times 10^{-5}} = 2842 \text{s} \\ = 47.37 \text{min}$$

由式(3-87)知

$$Q = \frac{V}{\tau + \tau_0} = \frac{7.51}{47.37 + 2 \times 22} = 0.0822 \text{m}^3/\text{min} \\ = 4.93 \text{m}^3/\text{h}$$

**【例 3-8】** 某工厂以板框压滤机在恒压下过滤一种悬浮液，滤框为方形，边长  $1\text{m}$ ，厚  $25\text{mm}$ ，过滤机总的过滤面积为  $30\text{m}^2$ ，在目前操作情况下，当滤框充满滤饼时，每  $\text{m}^2$  过滤面积得滤液  $1.4\text{m}^3$ ，需要时间  $3\text{h}$ ，且滤饼未加洗涤。装卸滤框等辅助时间为  $0.67\text{h}$ ，设过滤介质的阻力可以忽略，试求：

(1) 此机的生产能力。

(2) 若以  $1/3$  滤液体积的洗涤水洗涤滤饼，洗涤水的黏度与滤液相同，此机的生产能力将降低多少？

(3) 今有人建议将现用滤框厚度减半，其他情况不变，滤饼的洗涤仍以  $1/3$  滤液体积的洗涤水进行，改装以后此机生产能力有何变化。

解：(1) 过滤机的生产能力为

$$Q = \frac{V}{\Sigma \tau} = \frac{1.4 \times 30}{3 + 0.67} = 11.44 \text{m}^3/\text{h}$$

(2) 洗涤速率为过滤终了速率的  $1/4$ ，当忽略过滤介质阻力时，过滤终了的速率可由式(3-89)写出

$$\left(\frac{dV}{d\tau}\right)_E = \frac{KA^2}{2V}$$

上式中由于过滤常数不知, 故  $(dV/d\tau)_E$  尚无法算出。

由式(3-82)可得

$$K = \frac{1}{\tau} \left( \frac{V}{A} \right)^2 = \frac{1}{3} \times 1.4^2 = 0.653 \text{ m}^2/\text{h}$$

$$= 1.81 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

于是

$$\left( \frac{dV}{d\tau} \right)_E = \frac{0.653 \times 30^2}{2 \times 1.4 \times 30} = 7 \text{ m}^3/\text{h}$$

洗涤速率因此为

$$\left( \frac{dV}{d\tau} \right)_W = \frac{1}{4} \times 7 = 1.75 \text{ m}^3/\text{h}$$

由式(3-91), 洗涤时间为

$$\tau_W = V_W / \left( \frac{dV}{d\tau} \right)_W = \frac{1.4 \times 30}{3 \times 1.75} = 8 \text{ h}$$

生产能力应为

$$Q = \frac{V}{\Sigma \tau} = \frac{1.4 \times 30}{3 + 8 + 0.67} = 3.6 \text{ m}^3/\text{h}$$

生产能力降低的百分数为

$$\left( \frac{11.44 - 3.6}{11.44} \right) \times 100\% = 68.5\%$$

(3) 滤框的厚度减半时

$$V = \frac{1.4 \times 30}{2} = 21 \text{ m}^3$$

由式(3-83)得过滤时间为

$$\tau = \frac{1}{K} \left( \frac{V}{A} \right)^2 = \frac{1}{0.653} \times \left( \frac{21}{30} \right)^2 = 0.752 \text{ h}$$

洗涤速率

$$\left( \frac{dV}{d\tau} \right)_W = \frac{1}{4} \left( \frac{dV}{d\tau} \right)_E = \frac{KA^2}{8V} = \frac{0.653 \times 30^2}{8 \times 21}$$

$$= 3.5 \text{ m}^3/\text{h}$$

洗涤时间

$$\tau_W = \frac{21}{3 \times 3.5} = 2 \text{ h}$$

生产能力为

$$Q = \frac{21}{0.752 + 2 + 0.67} = 6.14 \text{ m}^3/\text{h}$$

改装后生产能力增加的百分数为

$$\left( \frac{6.14 - 3.6}{3.6} \right) \times 100\% = 70.6\%$$

(二) 转筒真空过滤机的计算

转筒真空过滤机是在恒定压差下连续操作的。当转筒的转速为  $n$  时, 则转筒旋转一周所

经历的时间，即一个操作周期的时间为

$$T = \frac{1}{n} \quad (3-100)$$

式中  $T$ ——转筒旋转一周所经历的时间，s；

$n$ ——转筒的转速，1/s。

前已述及，转筒真空过滤机在操作时，任何时刻总有一部分转筒表面积浸没在滤浆中进行过滤，把转筒表面浸入滤浆中表面积与转筒总表面积的分率称为浸没度，以  $\varphi$  表示。因此，在转筒旋转一周的过程中，任何一部分表面积从开始浸没在滤浆中到离开滤浆时所经历的时间（即过滤时间）为

$$\tau = T \cdot \varphi = \frac{\varphi}{n} \quad (3-101)$$

采用式(3-101)表示过滤时间后，就可以把转筒过滤机在操作时只有部分表面积进行过滤的情况进行转换，变成全部表面积只在一个操作周期中的过滤时间  $\tau$  进行过滤，这就与间歇式板框压滤机取得了一致的计算基准，使恒压过滤方程式仍然适用。

将式(3-81)进行变换可得

$$(q + q_c)^2 - q_c^2 = K\tau$$

自上式解出

$$q = \sqrt{q_c^2 + K\tau} - q_c = \sqrt{q_c^2 + \frac{\varphi}{n}K} - q_c$$

设转筒的表面积为  $A$ ，则转筒旋转一周所得的滤液体积为

$$V = qA = \sqrt{V_c^2 + \left(\frac{\varphi}{n}\right)KA^2} - V_c \quad (3-102)$$

转筒真空过滤机的生产能力（即单位时间所获得的滤液体积）可按下式计算

$$Q = V/T = n(\sqrt{V_c^2 + (\varphi/n)KA^2} - V_c) \quad (3-103)$$

当过滤介质阻力可以忽略不计时，生产能力则为

$$Q = A \sqrt{K\varphi n} \quad (3-104)$$

由式(3-103)、式(3-104)两式可知，转筒真空过滤机的生产能力与  $\sqrt{n}$  成正比，转速越大，则生产能力也越大。但在实际操作中，若转速过快，则每一转中过滤时间会变得很短，可能使得到的滤饼太薄，给滤饼的卸除增加困难，并将使滤饼中含液量增多，影响滤饼的质量或滤液收率；同时也将使转动消耗功率增大。因此，要根据具体情况通过实验确定适宜的转速。

**【例3-9】** 某转筒真空过滤机的过滤面积为  $2\text{m}^2$ ，转速为  $1\text{r/min}$ 。转筒的浸没角度为  $90^\circ$ （见图3-26），实验测得滤饼与滤液体积之比为  $0.08\text{m}^3/\text{m}^3$ 。滤饼的比阻为  $1.6 \times 10^{14}\text{m}^{-2}$ ，滤饼不可压缩，滤布的阻力可以忽略，滤液为水，过滤在  $20^\circ\text{C}$  及  $13\text{kPa}$  残压下进行，试计算：

- (1) 过滤机在此转速下的生产能力。
- (2) 转速增加一倍时，过滤机生产能力增加的百分数。
- (3) 转筒浸没深度增加一倍时，过滤机生产能力增加的百分数。

解：(1) 转筒旋转一周的过滤时间为



$$\tau = 1 \times \frac{1}{4} = 0.25 \text{ min}$$

由式(3-103), 忽略过滤介质的阻力得

$$Q = n \sqrt{(\varphi/n)KA^2}$$

上式中

$$n = 1/60 \text{ s}^{-1}$$

$$\varphi = 1/4$$

$$A = 2 \text{ m}^2$$

$$K = \frac{2\Delta p^{1-s}}{r'\mu C}$$

$$\Delta p = 101.3 - 13 \approx 88 \text{ kPa}$$

$$s = 0$$

$$r' = 1.6 \times 10^{14} \text{ l/m}^2$$

由附表查得 20℃ 时水的黏度

$$\mu = 1 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$C = 0.08$$

所以

$$K = \frac{2 \times 88 \times 10^3}{1.6 \times 10^{14} \times 1 \times 10^{-3} \times 0.08} = 1.38 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$Q = \frac{1}{60} \sqrt{\frac{60}{4}} \times 1.38 \times 10^{-5} \times 2^2$$

$$= 4.4 \times 10^{-4}$$

$$= 1.73 \text{ m}^3/\text{h}$$

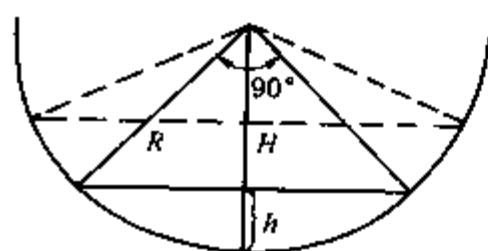


图 3-26 例 3-9 中转筒  
浸没角的示意图

当浸没角度为 90° 时,

(2) 转速加快一倍后, 由式(3-104)可知, 过滤机的生产能力  $Q$  将有所增加。

$$\frac{Q_1}{Q} = \sqrt{\frac{n_1}{n}} = \sqrt{2} = 1.41$$

即生产能力增加 41%。

(3) 参见图 3-26, 图中  $R$  为转筒的半径;  $H$  为转筒原来未被浸没部分的深度;  $h$  为浸没深度。

$$H^2 + H^2 = R^2$$

$$H = R/\sqrt{2}$$

$$h = R - H = R - R/\sqrt{2}$$

$$= R(\sqrt{2} - 1)/\sqrt{2}$$

当转筒浸没深度增加一倍达到  $h'$  时,

$$h' = 2h = R(2 - \sqrt{2})$$

未浸没深度为

$$H' = R - h' = R(\sqrt{2} - 1)$$

设此时浸没角为  $\beta$ , 则

$$\cos \frac{\beta}{2} = \frac{H'}{R} = \sqrt{2} - 1 = 0.41$$

可得  $\beta = 65^{\circ}48' \times 2 = 131.6^{\circ}$ 。

当转筒转速不变时，过滤面积在滤浆中停留的时间将增加，设此时的停留时间为  $\tau'$ ，则

$$\frac{\tau'}{\tau} = \frac{131.6}{90} = 1.46$$

同时，浸没度  $\varphi'$  也为原来的 1.46 倍，由式(3-104)可知

$$\frac{Q'}{Q} = \sqrt{\frac{\varphi'}{\varphi}} = \sqrt{1.46} = 1.21$$

即过滤机生产能力将增加 21%。

## 第四节 离 心 分 离

离心分离是在离心力的作用下分离液态非均一系统的过程，因此该过程的推动力为离心力。在石油化学工业中，经常会遇到分离液态非均一系统的问题，有时是分离悬浮液中的液体与固体，有时是要求将混合液中的两种不同液体加以分离。对这类系统的分离，可以采用过滤或重力沉降两种基本方法。但是当悬浮液中固体粒子很小、含水率较高或黏度很大时，采用过滤或沉降的办法，过程进行十分缓慢，有时甚至不能分离，此时如果利用离心机分离，则可能取得较好的效果，尤其是小批量、难分离且分离精度要求很高的场合，用得较多。

离心机的主要部件是一个快速旋转的转鼓，它安装在垂直或水平的轴上，由电机带动。料浆进入转鼓内随转鼓而高速旋转，在离心力作用下使料浆分离。转鼓壁上可以有孔，壁内面以滤布覆盖，液体被甩出而将颗粒截留在鼓上，称之为离心过滤。鼓壁上也可以无孔，当分离悬浮液时，其中密度比较大的颗粒沉降于鼓壁，而密度较小的液体则从中心部位不断地引出，此称之为离心沉降。当用无孔转鼓分离乳浊液时，则两种液体按密度大小分层，密度大的在外，密度小的在内，各自从适当的位置引出，称为离心分离。因此，离心机分离的过程通常包括离心过滤、离心沉降和离心分离。本节所述的离心分离均是在离心机中进行，与第二节所述离心沉降有所不同。

由于旋转的物料所产生的离心力是随着转速的提高而增大的，离心力可为重力的数万倍，因此在强大的推动力作用下过滤或沉降速度都比较快。离心分离过程这一显著的优点使得它在工业上的应用日益广泛，在石油、化工、医药、冶金及某些轻工业部门中使用得很多；在日常生活中，洗衣机中织物的甩干脱水也是利用离心分离的原理。

### 一、影响离心分离的主要因素——离心力和分离因数

由第三节可知，在过滤操作中，由式(3-72)，过滤速度为

$$\frac{dV}{Ad\tau} = \frac{\Delta p_1}{\eta\mu L}$$

在实际操作中，过滤的压差是有限的，如果悬浮液中固体粒子很小，滤液黏度很大时，则过程进行得很慢，分离效果不佳，有时甚至不能进行。

离心分离时，物料在转鼓内作匀速圆周运动，作用于旋转物料的离心力  $F_c$  可用下式计算

$$F_c = m \frac{u_r^2}{r} = m\omega^2 r \tag{3-105}$$

式中  $r$ ——物料的旋转半径，m；  
 $\omega$ ——旋转角速度，1/s；  
 $u_r$ ——旋转物体的圆周线速度， $u_r = r\omega$ ，m/s。

当颗粒在离心机中随转鼓一起旋转时，由式(3-105)可见，颗粒的质量越大，旋转半径越大，转速愈高，则离心力也越大，可达到重力的数百倍乃至数万倍，从而大大加快过滤或沉降的速度。在离心机内，由于离心力远远大于重力，所以常常不考虑重力的影响。

由式(3-62)可知，分离因数为

$$K_c = \frac{u_r^2}{gr} = \frac{\omega^2 r}{g}$$

$K_c$  反映离心力的大小，是代表离心设备分离能力的重要指标。从上式还可看出，提高转鼓的转速， $K_c$  会很快增加，而增加转鼓半径， $K_c$  的增长比较缓慢，且会带来机械强度要求高的问题，因此一般离心机的转速比较高；而转鼓的直径则不宜太大。

## 二、离心机的结构与操作

### (一) 离心机的分类

根据分离因数的大小，可将离心机分为三类：

- (1) 常速离心机， $K_c < 3000$  (一般为 600 ~ 1200)；
- (2) 高速离心机， $K_c = 3000 \sim 50000$ ；
- (3) 超速离心机， $K_c > 50000$ 。

最新式的离心机，其分离因数可高达 500000 以上，常用来分离胶体颗粒及破坏乳浊液等。

根据操作性质亦可将离心机分为三类：

- (1) 过滤式离心机；
- (2) 沉降式离心机；
- (3) 分离式离心机。

此外，还可按操作方法将离心机分为间歇式离心机和连续式离心机。前者在操作中加料、分离、洗涤、卸渣是间歇地依次进行的，后者则各项操作连续自动进行。

### (二) 离心机的结构与操作

#### 1. 三足式离心机

图 3-27 所示为国产 SS 型三足式离心机，这是在工业上采用较早的一种间歇操作、人工卸料的立式离心机。该种型号离心机适用于分离含固相颗粒  $\geq 0.01\text{mm}$  的悬浮液，如粒状、结晶状或纤维状物料的分离，也可供金属切削铁屑回收润滑油用。国产 SS 型三足式离心机技术参数如下：

转鼓直径/mm	300 ~ 1800
有效容积/L	8 ~ 660

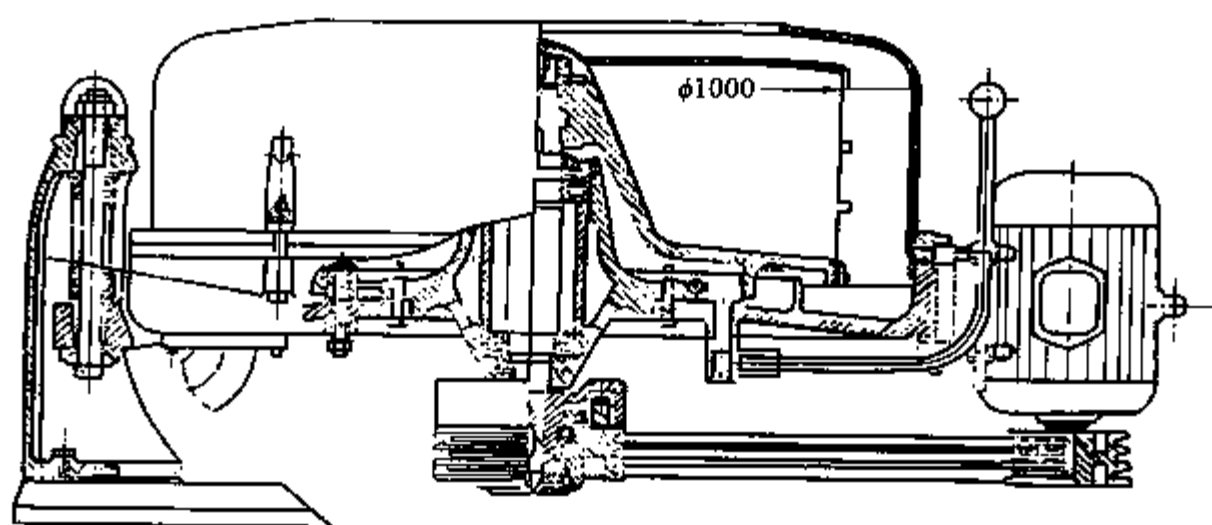


图 3-27 SS 型三足式离心机

转速/(r/min) 650 ~ 2800

分离因数( $K_c$ ) 360 ~ 1320

SS 型三足式离心机具有结构简单、操作方便、过滤时间可随意掌握、滤渣能充分洗涤和固相颗粒不被破坏等优点,目前仍广泛应用于石油、化工、轻工、制药和食品等工业部门。其缺点是上部卸料时劳动强度大,生产能力低。近年来已在卸料方式等方面不断改进,国产 SX 型三足式离心机即是自动卸料的离心机。

## 2. 卧式刮刀卸料离心机

卧式刮刀卸料离心机为卧式、刮刀卸料和间歇操作的过滤式离心机。其特点是能在全速运转下自动循环进行洗网、进料、分离、卸料等工序的周期操作,各工序的持续时间可在一定范围内进行调节,其结构示意图见图 3-28。

操作时,进料阀门自动开启,悬浮液进入全速运转的转鼓内,其中的液相受离心力作用经滤网和转鼓壁上的小孔被甩到鼓外,经机壳的排液口流出。留在鼓内的固体颗粒由耙齿均匀分布在滤网面上,当滤饼达到最大容许厚度时,进料阀门关闭,停止进料,然后冲洗阀门自动开启,洗液喷淋在滤饼上,液体不断被甩出。洗涤一定时间后进行甩干操作。甩干后,刮刀自动上升,滤饼被刮刀刮下并沿卸料斗排出机外。刮刀升到极限位置后自动退下。此时冲洗阀门又开启,对滤网进行冲洗,即完成一个操作周期,又重新开始加料进入下一个周期。

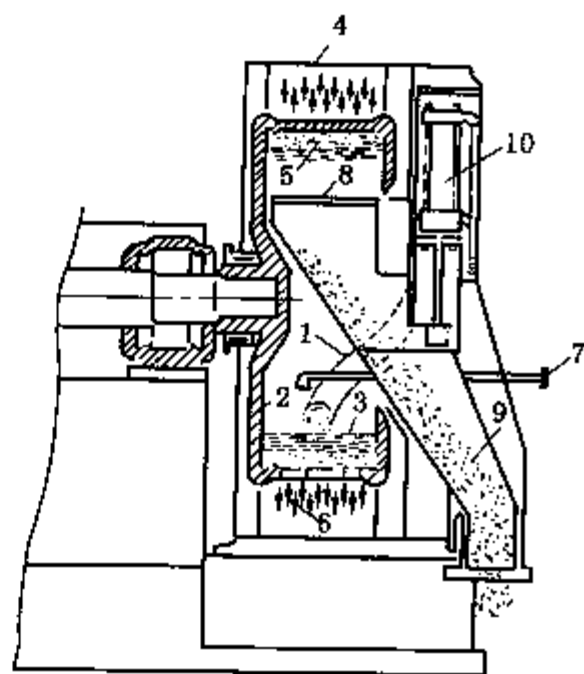


图 3-28 卧式刮刀卸料离心机

1—进料管; 2—转鼓; 3—滤网; 4—外壳;  
5—滤饼; 6—滤液; 7—冲洗管; 8—刮刀;  
9—溜槽; 10—液压缸

国产 WG 型离心机即属卧式刮刀卸料离心机,该机适用于分离含固体颗粒  $\geq 0.01\text{mm}$  的悬浮液,处理量大,分离效果较好,目前广泛用于石油、化工行业中,如硫铵、尿素、碳酸氢铵、聚氯乙烯等物料的脱水。使用刮刀卸料会使部分固相颗粒破碎,故本机不适宜于必须保持晶粒完整的物料。

## 3. 活塞推料离心机

图 3-29 所示为活塞推料离心机,是一种同时连续进行加料、分离、洗涤和卸料等所有

工序的过滤式离心机，整个操作过程是自动进行的。

悬浮液不断由加料管送入，经锥形进料斗的内壁洒于金属滤网上，滤液穿过滤网经出口排出，滤网内面形成的滤饼被活塞推送器沿转鼓内壁面推出，活塞推送器是往复运动的，在推送过程中，可以喷水洗涤，收集的分液可由另一出口排出。

国产 WH 型离心机是单级卧式、活塞推料连续操作离心机。它适用于分离固相颗粒  $\geq 0.25\text{mm}$  的结晶状或纤维状物料的悬浮液。能对滤饼进行较充分的洗涤，固相物料遭受粉碎的程度较刮刀卸料离心机为轻，但要求悬浮液中固相含量  $\geq 30\%$ ，若料液太稀则滤饼来不及生成便直接流出转鼓，并可冲走已形成的滤饼。国产此种型号的离心机尚有双级活塞推料离心机 (WH<sub>2</sub> 型) 及四级活塞推料离心机 (WH<sub>4</sub> 型)，多级活塞推料离心机示意图见图 3-30。该机每级转鼓较短，可适当提高转速，因此分离因数  $K_c$  较高，改善过滤分离情况，生产能力较高，适用物料范围较广。

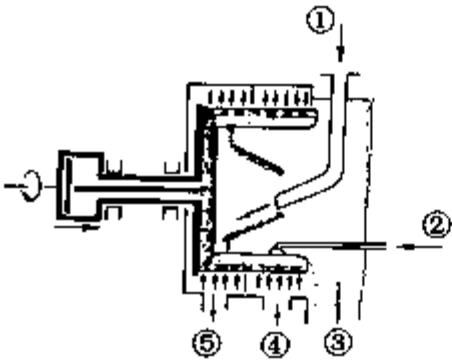


图 3-29 单级活塞推料离心机示意图  
1—原料液；2—洗涤水；3—脱水固体；4—洗水；5—滤液

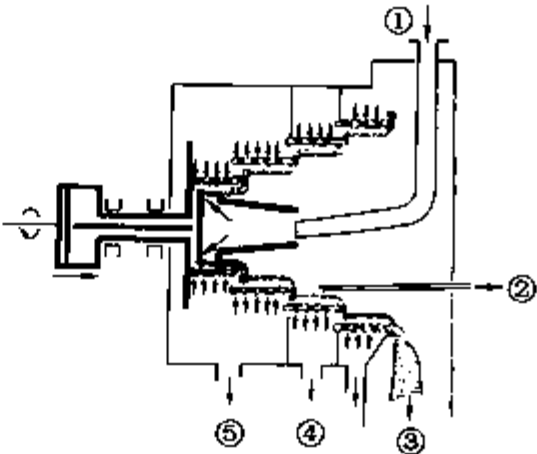


图 3-30 多级活塞推料离心机  
1—原料液；2—洗涤水；3—脱水固体；4—洗水；5—滤液

由于活塞推料离心机能自动连续操作，具有处理量大、与刮刀卸料离心机相比单位产量能耗少等优点，已大量应用于石油、化工部门，尤其是用在碳酸氢铵、硫酸铵和尿素的生产上。

#### 4. 管式高速离心机

管式高速离心机是一种能产生高强度离心力场的分离式离心机，具有很高的分离因数 (15000 ~ 60000)，转速可高达 8000 ~ 50000 r/min，适用于分离普通离心机难以分离的乳浊液物料，能将密度不同的两种液体分开，同时除去微量固体。管式高速离心机的示意图见图 3-31。它有一个高速旋转而细长的转鼓，料液由底部进料管送入转鼓，转鼓内装有三片互成 120° 的桨叶，以便带动液体迅速旋转。当用于处理乳浊液时，由于离心力的作用分成内外两个同心液层。外层为重液，内层为轻液，两个液层一起上升，在顶部不同出口流出。如用于处理悬浮液，则固相沉积在鼓壁上，液体由上部引出，壁上的滤渣停车后予以清除。

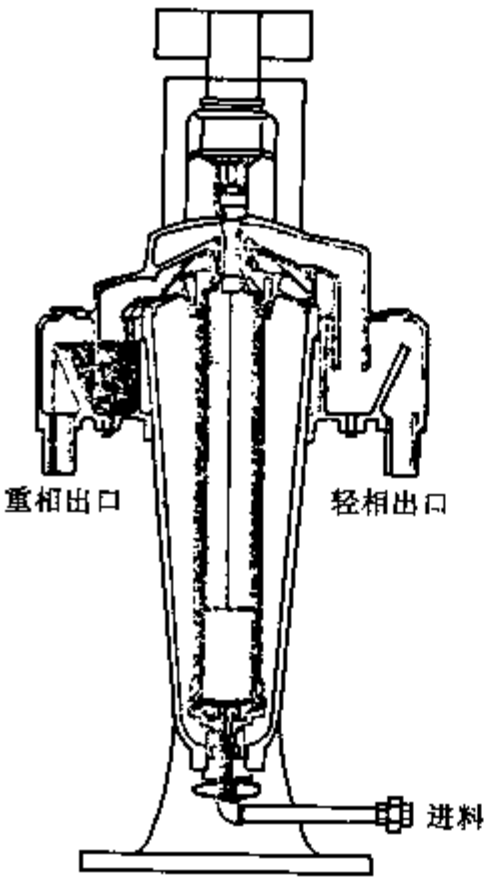


图 3-31 管式高速离心机

国产管式高速离心机有 GF 及 GQ 两个型号，这种离心机结构简单，运转可靠，但容量小，效率低，且不能处理固

相含量高的悬浮液。

### 5. 碟片式高速离心机

碟片式高速离心机常用于分离乳浊液及含少量固相的悬浮液。由于其沉降距离很短，沉降面积大，分离效果较好，故发展比较快。国产 DZY-30 型碟式分离机转速为 6000r/min，可用于清除柴油、重油及润滑油中的水分和机械杂质。

图 3-32 为碟片式高速分离机的示意图，此机内部装有许多层高速旋转的倒锥形金属片，碟片数从几十片到一百多片，彼此间距很小，在几个相同位置上均有开孔，当多片叠起时，形成几个通道。碟片将物料分成若干细薄层，使分离时所需移动的距离缩小，并带动液体旋转而减少涡流，强化分离效果。

料液从顶部加入分离器内，流到底部后经各碟片的孔所形成的孔道，使料液分布在碟片间。由于离心力作用，重液沿径向向外移动，从出口流出，轻液沿碟片流向中央而排出。

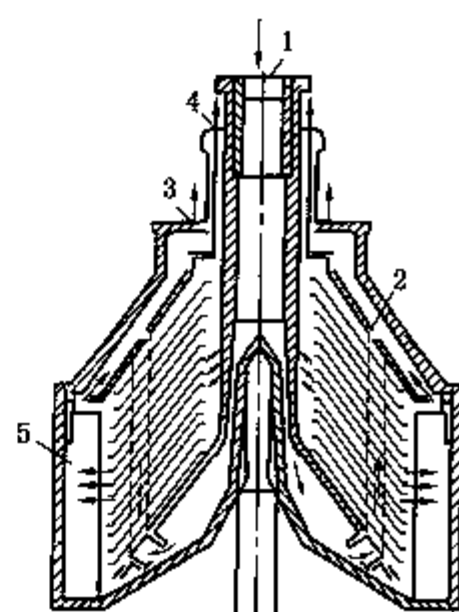


图 3-32 碟片式高速离心机  
1—乳浊液入口；2—倒锥体盘；3—重液出口；4—轻液出口；5—隔板

### 符 号 说 明

#### 英文字母

$A$ ——面积， $m^2$ ；  
 $A_b$ ——沉降室底部面积， $m^2$ ；  
 $a$ ——比表面积， $m^2/m^3$ ；  
 $a_b$ ——床层比表面积， $m^2/m^3$ ；  
 $a_c$ ——离心加速度， $m/s^2$ ；  
 $a_i$ ——粒径为  $d_{pi}$  的粒子的质量分率；  
 $B$ ——进口宽度， $m$ ；  
 $C$ ——所获得滤饼体积与滤液体积之比， $m^3/m^3$ ；  
 $D$ ——直径， $m$ ；  
 $d_c$ ——临界直径， $m$ ；  
 $d_e$ ——流道的当量直径， $m$ ；  
 $d_{es}$ ——面积当量直径， $m$ ；  
 $d_{ev}$ ——体积当量直径， $m$ ；  
 $d_p$ ——颗粒直径， $m$ ；  
 $d_r$ ——旋风分离器排气管下口直径比；  
 $F_b$ ——浮力， $N$ ；  
 $F_c$ ——离心力， $N$ ；  
 $F_d$ ——阻力， $N$ ；  
 $F_g$ ——重力， $N$ ；  
 $f_p$ ——无因次校正系数；  
 $g$ ——重力加速度， $m/s^2$ ；  
 $H$ ——高度， $m$ ；

$h$ ——高度， $m$ ；  
 $K$ ——过滤常数， $m^2/s$ ；  
 $K_A$ ——旋风分离器入口截面比；  
 $K_c$ ——离心分离因数；  
 $L$ ——床层高度，滤饼厚度， $m$ ；  
 $L_c$ ——过滤介质的当量滤饼厚度， $m$ ；  
 $l_0$ ——气体分子平均自由程， $m$ ；  
 $l$ ——长度， $m$ ；  
 $l'$ ——流体流过床层的实际流道长度， $m$ ；  
 $m$ ——质量， $kg$ ；  
 $n$ ——转速， $1/s$  (或  $r/min$ )；  
 $p$ ——压力， $Pa$ ；  
 $\Delta p$ ——压力差或过滤推动力， $Pa$ ；  
 $\Delta p_1$ ——滤液通过滤饼的压力降， $Pa$ ；  
 $\Delta p_2$ ——滤液通过过滤介质的压力降， $Pa$ ；  
 $\Delta p_t$ ——气体通过旋风分离器的压力降， $Pa$ ；  
 $\Delta p_w$ ——滤饼洗涤推动力， $Pa$ ；  
 $Q$ ——过滤机的生产能力， $m^3/s$ ；  
 $q$ ——单位过滤面积的滤液体积， $m^3/m^2$ ；  
 $q_c$ ——单位过滤面积的过滤介质的当量



滤液体积 (也称过滤常数),  
 $\text{m}^3/\text{m}^2$ ;  
 $R$ ——半径,  $\text{m}$ ;  
 $r$ ——半径,  $\text{m}$ ;  
滤饼的比阻,  $1/\text{m}^2$ ;  
 $r'$ ——单位压力差时的滤饼比阻,  
 $1/\text{m}^2$ ;  
 $s$ ——滤饼的压缩性指数;  
 $u$ ——流速,  $\text{m}/\text{s}$ ;  
 $u_i$ ——旋风分离器进口处的速度,  $\text{m}/\text{s}$ ;  
 $u_r$ ——离心沉降速度, (径向),  $\text{m}/\text{s}$ ;  
 $u_t$ ——重力沉降速度,  $\text{m}/\text{s}$ ;  
 $u_T$ ——切向速度,  $\text{m}/\text{s}$ ;  
 $V$ ——滤液体积,  $\text{m}^3$ ;  
气体流量  $\text{m}^3/\text{s}$  或  $\text{m}^3/\text{h}$ ;  
 $V_c$ ——滤饼体积,  $\text{m}^3$ ;

$V_a$ ——过滤介质的当量滤液体积,  $\text{m}^3$ ;  
 $V_w$ ——洗涤液体积,  $\text{m}^3$ 。

希腊字母

$\alpha$ ——比例系数;  
 $\varepsilon$ ——空隙率;  
 $\zeta_c$ ——阻力系数;  
 $\eta_i$ ——旋风分离器的粒级效率;  
 $\eta_t$ ——旋风分离器的总效率;  
 $\mu$ ——流体黏度,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ;  
 $\rho$ ——流体密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\rho_p$ ——固体颗粒密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\tau$ ——时间,  $\text{s}$ ;  
 $\varphi$ ——浸没度;  
 $\psi$ ——球形度;  
 $\omega$ ——角速度,  $\text{rad}/\text{s}$ 。

参 考 文 献

[1] Brownell L E, Katz D L. Chem Eng Prog, 1947, 43: 537 ~ 548  
[2] 陈敏恒等编. 化工原理(上册). 第三版. 北京: 化学工业出版社, 2006  
[3] Pettyjohn E S. Chem Eng Prog, 1948, 44: 157  
[4] Geankoplis C J. Transport Processes and Unit Operations. 2nd ed. Allyn and Bacon Inc, 1982  
[5] Perry R H, Chilton C H. Chemical Engineer's Handbook. 5th ed. New York, Mc Graw - Hill Book Company, 1973  
[6] 机械工业部. 机械产品目录(第九册). 北京: 机械工业出版社, 1986  
[7] 冈田功, 荻野典夫著. 陈迪模等译. 袖珍化工手册. 南京: 江苏科学技术出版社, 1985  
[8] 时铭显. 高温下气固分离技术的进展. 中国石油学会石油炼制学会 1991 年年会, 1991  
[9] L. 斯瓦罗夫斯基著. 朱企新, 金鼎五等译. 固液分离. 第二版. 北京: 化学工业出版社, 1990  
[10] 上海医药设计院. 化工工艺设计手册(上册). 北京: 化学工业出版社, 1985  
[11] 北京石油学院. 石油化工过程及设备(第四分册), 1964  
[12] 谭天恩等编. 化工原理(上册). 第二版. 北京: 化学工业出版社, 1990  
[13] 上海化工学院等编. 化学工程(第一册). 北京: 化学工业出版社, 1980

习 题

1. 混合煤粉颗粒群的筛分数据如下表:

筛 目	28 ~ 35	35 ~ 48	48 ~ 65	65 ~ 100	100 ~ 150	150 ~ 200	200 ~ 270	总 计
筛孔直径/ mm	0.59 ~ 0.42	0.42 ~ 0.30	0.30 ~ 0.21	0.21 ~ 0.15	0.15 ~ 0.10	0.10 ~ 0.074	0.074 ~ 0.053	
质量/g	15	13	21	17	35	41	63	205

计算煤粉的体积当量及面积当量直径。

2. 计算尺寸为  $10\text{mm} \times 10\text{mm} \times 1.5\text{mm}$  (高  $\times$  外径  $\times$  壁厚) 瓷环的当量直径和球形度。

3. 把上题的瓷环堆放在直径为  $1\text{m}$ 、床高为  $6\text{m}$  的床层内, 床层的空隙率为  $0.7$ , 床层上方压强为  $1.013 \times 10^5$  (绝),  $20^\circ\text{C}$  的空气从下部通入, 流量为  $3000\text{m}^3/\text{h}$ , 计算空气通过此床层的压力降。

4. 空气通过直径  $100\text{mm}$  的钢管中瓷环 ( $15\text{mm} \times 15\text{mm} \times 2\text{mm}$ ) 填料层流动, 填料层高度为  $0.8\text{m}$ , 床层空隙率为  $0.56$ , 测得压力降为  $11\text{kPa}$ , 空气温度为  $20^\circ\text{C}$ , 大气压强为  $100\text{kPa}$ , 试计算空气的流量。

5. 尘粒的直径为  $10\mu\text{m}$ , 密度为  $2500\text{kg}/\text{m}^3$ , 求该尘粒在  $20^\circ\text{C}$  空气中的沉降速度。

6. 求直径为  $1\text{mm}$ 、密度为  $2600\text{kg}/\text{m}^3$  的玻璃球在  $20^\circ\text{C}$  水中的沉降速度。

7. 用落球法测定油品的黏度。今将直径为  $6.25\text{mm}$ 、密度为  $7900\text{kg}/\text{m}^3$  的钢球置于密度为  $880\text{kg}/\text{m}^3$  的油内, 并测得该钢球在  $6.35\text{s}$  的时间内下降  $25\text{cm}$  的距离。试计算此油的黏度。

8. 用高  $2\text{m}$ 、宽  $2.5\text{m}$ 、长  $5\text{m}$  的重力降尘室分离空气中的粉尘。在操作条件下空气的密度为  $0.779\text{kg}/\text{m}^3$ , 黏度为  $2.53 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$ , 流量为  $5 \times 10^4\text{m}^3/\text{h}$ , 粉尘的密度为  $2000\text{kg}/\text{m}^3$ , 试求粉尘的临界直径。

9. 今拟采用多层降尘室除去某气体中密度为  $2200\text{kg}/\text{m}^3$ 、直径为  $10\mu\text{m}$  以上的球形微粒。气体在标准状态 ( $0^\circ\text{C}$ ,  $1.013 \times 10^5\text{Pa}$ ) 下的体积流量为  $1\text{m}^3/\text{s}$ , 气体的平均温度为  $427^\circ\text{C}$ , 压力为  $1.013 \times 10^5\text{Pa}$ , 操作条件下气体的密度及黏度分别为  $0.5\text{kg}/\text{m}^3$  及  $0.034\text{mPa} \cdot \text{s}$ 。降尘室的长度为  $5\text{m}$ , 宽度为  $1.8\text{m}$ , 总高度为  $2.8\text{m}$ 。试计算水平隔板间的距离和层数。

10. 用如图 3-12 所示的旋风分离器从温度为  $200^\circ\text{C}$ 、压力为  $1.013 \times 10^5\text{Pa}$  的含尘气体中除尘。尘粒的密度为  $2000\text{kg}/\text{m}^3$ , 旋风分离器的直径为  $0.65\text{m}$ , 进口气速为  $21\text{m}/\text{s}$ 。试求:

(1) 气体处理量, (标准状态);

(2) 气体通过旋风分离器的压力降(可取阻力系数  $\zeta_c=8.0$ );

(3) 尘粒的分割直径(可用  $d_{50}=0.27 \sqrt{\frac{\mu D}{u_i(\rho_p-\rho)}}$  估算)。

11. 已知某一含尘气体的流量为  $1200\text{m}^3/\text{min}$ , 总含尘粒的粒径分布数据及旋风分离器的粒级效率数据如下:

粒径范围/ $\mu\text{m}$	0 ~ 5	5 ~ 10	10 ~ 20	20 ~ 40	40 ~ 80	80 ~ 100
质量百分数/%	10	15	35	20	10	10
粒级效率/%	20	40	80	90	95	100

试计算该旋风分离器的总效率。

12. 用板框压滤机对某种悬浮液在压力差为  $53\text{kPa}$  的条件下进行过滤实验, 过滤面积为  $0.01\text{m}^2$ , 所得实验数据如下:

过滤时间/s	8.4	38	84	145
滤液量/mL	100	300	500	700

滤饼与滤液的体积比为  $0.064\text{m}^3/\text{m}^3$ ，滤饼不可压缩。在过滤条件下滤液的黏度为  $3.4\text{mPa}\cdot\text{s}$ 。试求过滤常数  $K$  与  $q_e$  及滤饼的比阻  $r$ 。

13. 对上题中的悬浮液用滤框边长为  $800\text{mm}$  的板框压滤机在相同的压力差下进行过滤，过滤  $1\text{h}$  获得滤液  $6\text{m}^3$ 。试求滤框的数目及厚度。

14. 某厂用板框压滤机在恒压下过滤一种悬浮液，滤框的空间尺寸为  $1000\text{mm} \times 1000\text{mm} \times 40\text{mm}$ ，有 20 个滤框，经过  $2\text{h}$  过滤，滤框完全充满滤饼，且每  $\text{m}^2$  过滤面积得到滤液  $1.4\text{m}^3$ 。卸饼、清理、组装等辅助时间为  $1.2\text{h}$ ，忽略过滤介质阻力，滤饼未洗涤。试计算：

(1) 该板框压滤机的生产能力；

(2) 过滤后用  $1/8$  滤液体积的洗涤水在同样压力差下进行横穿洗涤滤饼时的生产能力（设洗涤水与滤液黏度相近）；

(3) 当滤框的厚度减为  $25\text{mm}$ ，其他条件不变，滤饼仍以  $1/8$  滤液体积的洗涤水洗涤滤饼时的生产能力。

15. 板框压滤机在  $1.5 \times 10^5\text{Pa}$  的压差下恒压过滤某种悬浮液， $1.6\text{h}$  后得滤液  $25\text{m}^3$ ，介质阻力可忽略不计。试问：

(1) 如果过滤压差加倍，滤饼的压缩系数  $s$  为  $0.3$ ，则过滤  $1.6\text{h}$  后可得多少滤液？

(2) 设其他条件不变，将操作时间缩短一半，所得滤液为多少？

(3) 若在原压力差下进行过滤  $1.6\text{h}$  后，用  $3\text{m}^3$  的水来洗涤滤饼，所需洗涤时间为多少小时？

16. 某转筒真空过滤机的浸没度为  $1/3$ ，转速为  $2\text{r}/\text{min}$ ，每小时获得滤液量为  $15\text{m}^3$ 。已知过滤常数  $K = 2.7 \times 10^{-4}\text{m}^2/\text{s}$ ， $q_e = 0.08\text{m}^3/\text{m}^2$ 。试求该过滤机的过滤面积。

17. 有一转筒真空过滤机的转速为  $2\text{r}/\text{min}$ ，每小时可得滤液  $4\text{m}^3$ 。若过滤介质的阻力可忽略不计，试问每小时欲获得  $5\text{m}^3$  滤液时过滤机的转速应为多少？此时转筒表面滤饼的厚度为原来的多少倍（过滤操作中真空度维持不变）？

18. 一台 BMS30-635/25 型板框压滤机（过滤面积为  $30\text{m}^2$ ）在  $2.5 \times 10^5\text{Pa}$  的压差下恒压过滤，经  $30\text{min}$  充满滤框，共得滤液  $2.4\text{m}^3$ ，过滤后每次拆装清洗时间需要  $15\text{min}$ ，现若改用一台 GP20-2.6 型回转真空过滤机来代替上述板框机，转筒的直径为  $2.6\text{m}$ ，长为  $2.6\text{m}$ ，过滤面积有  $25\%$  被浸没，操作真空度为  $79\text{kPa}$ ，设滤饼不可压缩，不洗涤，介质阻力可忽略不计，试计算达到同样生产能力时真空过滤机的转速。

# 第四章 固体流态化和气力输送

## 第一节 概 述

将大量固体颗粒悬浮于运动的流体之中，从而使颗粒具有类似流体的某些表观特性，此种流固接触状态称为固体流态化。

1942 年在美国成功地将流化技术应用到石油化学工业的催化反应上，使催化裂化由间歇操作变为连续操作，大大地提高了设备的生产能力。以后在石油化工、冶金及原子能工业等部门应用范围日益扩大。流化技术已成为我国石油化学工业部门中的重要技术，它主要应用在催化裂化装置上，该装置几乎在所有的炼油厂中都是最重要的二次加工手段，随着技术进步和工业发展的需要，催化裂化加工能力必然会有进一步提高。

图 4-1 为提升管式催化裂化装置再生器和反应器的工艺流程图，原料油用蒸汽雾化并喷入提升管内，在其中与来自再生器的高温催化剂(600 ~ 750℃)接触，随即气化并进行反应，反应主要是在提升管中流化状态下进行的。积有焦炭的催化剂进入再生器，在流化床层中焦炭被烧去，再返回反应器循环使用。因此两器操作的正常与否取决于流化床的状态。

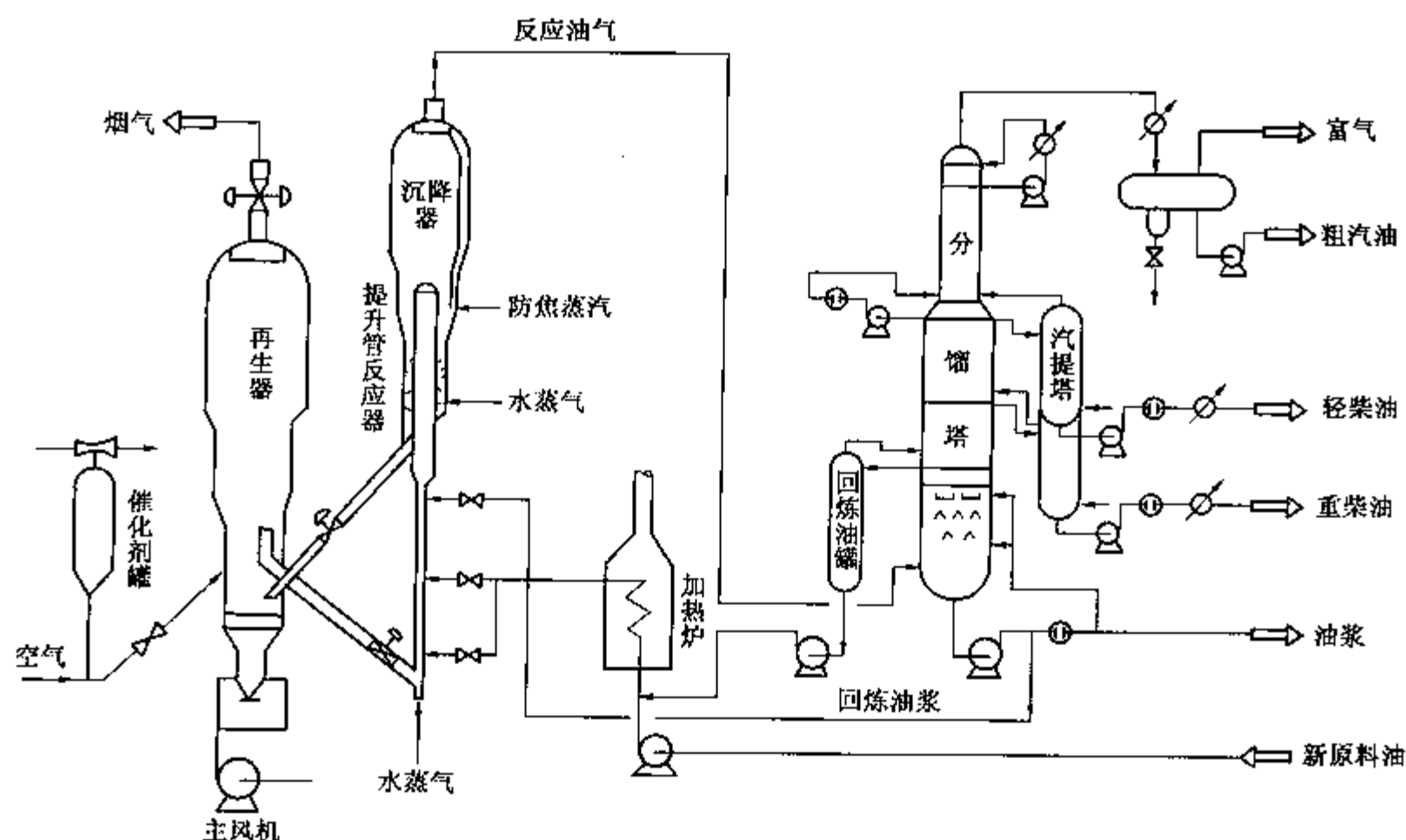


图 4-1 催化裂化装置两器工艺流程图

流化技术的优点在于：

(1) 由于床层中固体粒子处于剧烈搅拌状态，因此床层各部分的温度很均匀，这一点对于催化过程是十分重要的。

(2) 在流化层中常用 20 ~ 100 $\mu\text{m}$  的粒子，因此在流化床中气体(或液体)与固体的接触

表面积大大增加,可使传热与传质的速率显著加快。

(3) 流化床中由气体至固体的传热非常迅速,这是由于气固接触表面大,因此床层温度分布均匀,且便于从固体粒子回收废热。

(4) 流态化的固体粒子运动犹如流体,易于在装置中或装置之间输送,通常采用气力输送的方法。由于输送能力大,因此对于固体处理量大的或催化剂循环量大的过程是很有利的。例如在大型催化裂化装置中固体循环量可高达 1200 ~ 1800t/h。由于在设备之间输送方便,因此可使许多间歇反应过程连续化。

(5) 为颗粒或粉末原料的加工开辟了途径。

流化技术也有一些缺点,因此还不能指望流化床完全代替固定床或移动床。其主要缺点如下:

(1) 由于流化床中固体粒子处于剧烈搅拌状态,因此无法保证流体与粒子间的逆流接触以及沿轴向的温度及浓度梯度。这是流化床对传质、传热及化学反应不利的一方面。

(2) 如果在向反应器中加入新鲜粒子的同时又要从反应器中取出已经反应需要再生的粒子,则由于床中粒子的混合作用必然会有许多未经反应的新鲜粒子与之相混而被取出反应器,同时又会有部分已反应过的粒子在反应器中逗留过长的时间。

(3) 固体粒子互相碰撞造成磨损,生成的细粉被气体带走,加大了损失量,同时还需要效率高的除尘设备。

(4) 固体粒子与器壁以及输送管道壁不断撞击造成磨损,特别是在转向处磨损相当严重。

(5) 在流化床反应器中所要求的流体速度与固体粒子的性质有关,许可变化范围较窄;固定床则可以在较大的范围内调节速度。

## 第二节 固体流态化

### 一、流化床的基本概念

如果流体自下而上地流过颗粒层,则由于流速的不同,会出现三种不同的情况,如图 4-2 所示。

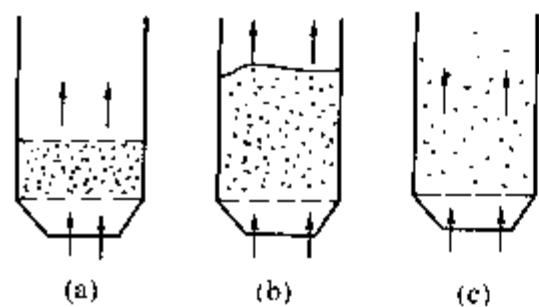


图 4-2 不同流速下  
床层状态的变化

#### (一) 固定床阶段

如果流体通过床层的空截面速度(又称表观速度) $u$  较低,颗粒空隙中流体的实际流速  $u_m$  对比于颗粒的沉降速度  $u_t$  很小,所产生的向上摩擦力不足以抵消颗粒床的重力,则颗粒基本上静止不动,此时颗粒层为固定床。如图 4-2 中(a)所示。

#### (二) 流化床阶段

当流体通过颗粒空隙的实际流速  $u_m$  所产生的向上曳力开始大于颗粒床的重力时,颗粒层开始流化,床内颗粒会发生运动,颗粒层将“膨胀”,即床内空隙率  $\epsilon$  要增大。床层内流体的实际流速  $u_m$  与空截面速度  $u$  的关系为

$$u_m = \frac{u}{\epsilon} \quad (4-1)$$

因此，床层空隙率  $\varepsilon$  增大，必使流体的实际流速  $u_m$  下降。当床层膨胀到颗粒间的实际流速等于颗粒的沉降速度  $u_i$  时，床层的流化状态达到上限，颗粒悬浮于流体中。这种床称为流化床。如图 4-2 中(b)所示。

从理论上说，流化床应有一个明显的上界面。如果某个颗粒由于某种原因离开了床层而进入界面以上的空间，在该空间中空截面速度就是真实速度，该速度尚不足以使颗粒悬浮，于是该颗粒又返回床层。

由以上分析可见，流化床存在的基础是大量颗粒的群居。群居的大量颗粒可以通过床层的膨胀以调整空隙率，从而在一个相当宽的气速范围内悬浮于气流之中，这就是流化床能够存在的物理基础。

(三) 颗粒输送阶段

如果床层内流体的实际流速  $u_m$  超过颗粒的沉降速度  $u_i$ ，则颗粒必将获得上升速度，被流体带出床外，此时已达到颗粒输送阶段，如图 4-2 中(c)所示。据此原理，可以实现固体颗粒的气力或液力输送。

二、散式流态化与聚式流态化

流态化按其形状不同，可分为散式流态化与聚式流态化两类。

若使用液体将固体颗粒流态化，当流速增大时，床层从开始膨胀到液力输送的过程中，床内颗粒的扰动程度是平缓地加大的。颗粒的分散状态持续地增加。此种流化床的上界面比较清晰，如图 4-3 所示。这种形式的流态化称为散式流态化。

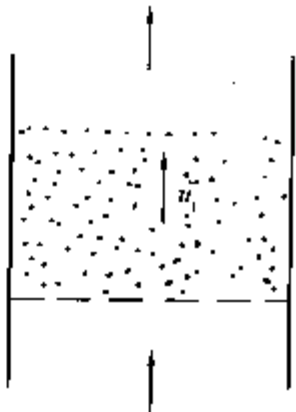


图 4-3 散式流态化

若固体颗粒层使用气体来流态化，流速增大到起始流态化的速度以后，床层的波动逐渐加剧，但其膨胀程度都不大。因为气体与固体的密度差别很大，气流要将固体颗粒推起比较困难，所以只有小部分气体在颗粒之间通过，大部分气体则汇成气泡穿过床层。气流穿过床层时造成床层波动，它们在上升过程中逐渐长大和互相合并(也有少量破碎)，到达床层顶部则破裂而使该处的颗粒溅散，使得床层上界面起伏不定。床层内的颗粒则很少分散开来各自运动，往往聚结成团地运动，成团地被气泡推起或挤开。这种形式的流态化称为聚式流态化。这时床层内分为两相，一相是连续相，称为乳化相，空隙小而固体浓度大；另一相是不连续相，称为气泡相，它带有少量固体颗粒并以气泡方式通过床层，如图 4-4 所示。聚式流态化的床层上界面不如散式流态化那样平稳，床层压降也会波动。界面以上空间也会有一定量的固体颗粒，其中一部分是由于颗粒直径过小，被气体带出；另一部分是由于气泡在界面处破裂而被抛出。流化床界面以下区域称为密相区，界面以上的区域称为稀相区。

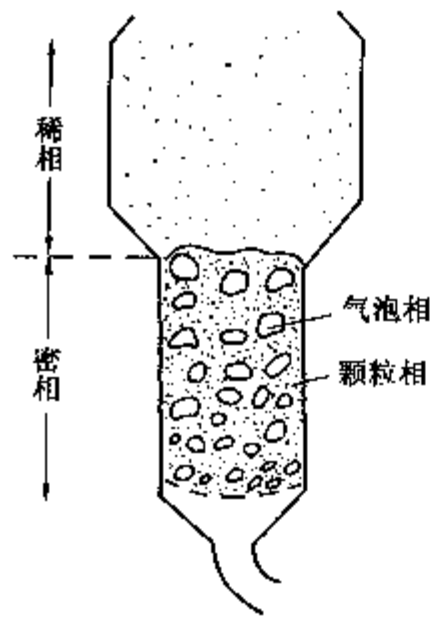


图 4-4 聚式流态化

一般用弗鲁德准数  $Fr$  作为判断流化形式的依据：

散式流化  
聚式流化

$$\left. \begin{aligned} Fr_{mf} &< 0.13 \\ Fr_{mf} &> 0.13 \end{aligned} \right\} \quad (4-2)$$

式中  $Fr_{mf}$ ——临界(开始流化)条件的弗鲁德准数。

$$Fr_{mf} = \frac{u_{mf}^2}{d_p g}$$

(4-3)



式中  $u_{mf}$ ——临界条件下流体的空截面速度，m/s；  
 $d_p$ ——颗粒直径，m；  
 $g$ ——重力加速度，m/s<sup>2</sup>。

采用式(4-2)判断流化形式会存在不确定区，因此有人推荐采用以下判别式：

$$\left. \begin{array}{l} \text{散式流化} \quad (Fr_{mf})(Re_{p,mf})\left(\frac{\rho_p - \rho}{\rho}\right)\left(\frac{L_{mf}}{D_b}\right) < 100 \\ \text{聚式流化} \quad (Fr_{mf})(Re_{p,mf})\left(\frac{\rho_p - \rho}{\rho}\right)\left(\frac{L_{mf}}{D_b}\right) > 100 \end{array} \right\} \quad (4-4)$$

式中  $L_{mf}$ ——临界流化床层的高度，m；  
 $D_b$ ——流化床直径，m；  
 $Re_{p,mf}$ ——临界条件下颗粒的雷诺数。

$$Re_{p,mf} = \frac{d_p u_{mf} \rho}{\mu}$$

### 三、流化床的主要特性

#### (一) 流化床类似于液体的特性

从流化床中显示的现象来看，流化床很像沸腾中的液体，表现出某些液体的性质，因此流化床又称为沸腾床。图4-5表示出这些特性的情况。比床层密度小的物体可以很容易地推入床层，若一松开，它就会浮起在床层表面上，如图4-5(a)所示；当容器倾斜时床层上面保持水平，如图4-5(b)所示；流化床层也像液体一样可以流动，若容器侧面开孔，颗粒

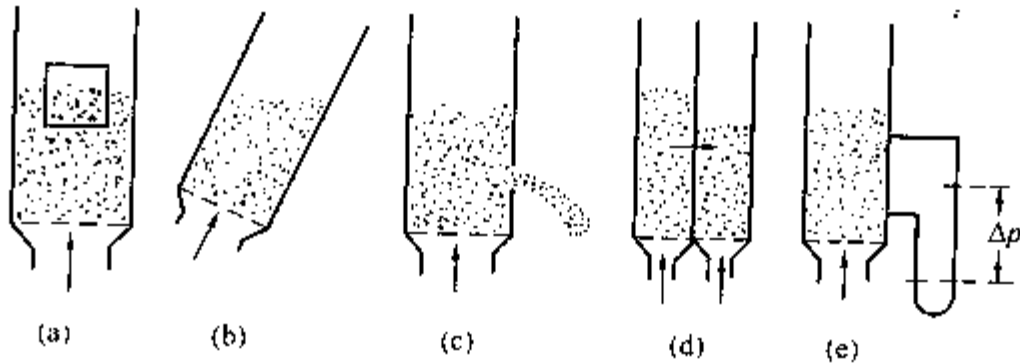


图4-5 流化床的液体样特性  
 (a) 轻物浮起；(b) 床面成水平；(c) 颗粒经孔流出；  
 (d) 连通床面趋于水平；(e) 床层静压头的测定

将从孔口喷出，如图4-5(c)所示；当两个床层连通时，它们的床面自行调整到同一水平面，如图4-5(d)所示；床层中任意两点压力差大致等于此两点的床层静压头，如图4-5(e)所示。其中固体颗粒的流出是一个具有实际意义的重要特性，使流化床在操作中能够实现固体的连续加料和卸料。由于流化床层具有类似液体的特性，因此在一定的状态下，流化床层有一定的密度、导热系数、比热容和黏度等。

#### (二) 固体的混合

流化床内颗粒处于悬浮状态并不停地运动，从而造成床内颗粒的混合。特别是气固系统，气泡的上升推动着固体的上升运动，而另一些地方必有等量的固体作下降运动，从而造成床内固体颗粒宏观上的均匀混合。

### (三) 气流的不均匀分布和气-固的不均匀接触

在聚式流化床中,大量的气体取道气泡通过床层而与固体接触甚少。气固流化床中气流的不均匀分布可能导致以下两种现象:

#### 1. 沟流

当颗粒很小,气流速度又较低时,床层内的气泡易串成气沟,气体顺着沟走短路通过床层,形成沟流现象[图4-6(a)]。这种情况下,只有气沟附近的颗粒达到流态化,其他部分仍处于固定床状态,形成死床。显然,发生沟流现象时,气体不能与全部颗粒良好接触,将使工艺过程严重恶化。

沟流的程度可以由实际床层压降与理论计算值之比来判断,有沟流时比值均小于1。

影响沟流程度的主要因素有:

(1) 粒径 细小的颗粒由于易发生内聚作用结成较大的粒团,因此沟流现象较严重,麦西森(Matheson)<sup>[2]</sup>指出,对于粒径 $<10\mu\text{m}$ 的催化裂化催化剂,当流速高至 $0.33\text{m/s}$ 时仍有沟流现象;对于 $25\mu\text{m}$ 的粒子虽仍有沟流,但粒子已不会形成小球。当粒径增大至 $40\mu\text{m}$ 时,于很低的速度下(例如 $0.003\text{m/s}$ )就能保持很好的流化而无沟流现象。

(2) 粒子的形状与密度 粒子球形度大、密度大的床层易产生沟流。

(3) 粒子的湿度 湿度愈高,粒子愈易结成团,愈易产生沟流。

(4) 气体入口分布装置 气体入口分布对于沟流有重大影响,多孔性的分布板较板上钻孔的筛板为佳,锥形气体入口易造成沟流。

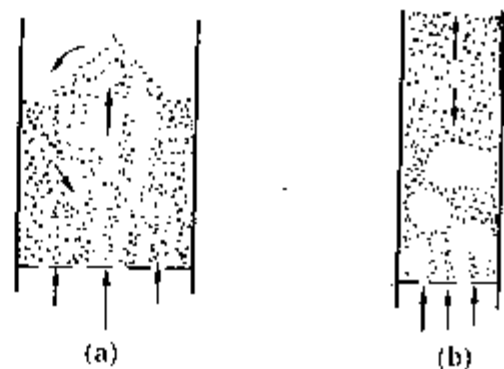


图4-6 聚式流化床的  
两种不正常现象  
(a)沟流;(b)节涌

#### 2. 节涌

粒度和密度都比较大的颗粒在直径小而高度大的床层内流化时,气泡在上升过程中彼此汇合而长大,以至于占满整个床层的横截面,将床层截成若干节段,床内物料以活塞推进的方式向上运动,中途整个一节气段崩裂,颗粒又重新下降,这种现象称为节涌或腾涌[图4-6(b)]。节涌严重降低床层的稳定性,使气-固之间的接触状况恶化,并使床层受到冲击,发生震动,损坏内部构件,加剧颗粒的磨损与带出,是一种不正常的流化状态,应设法避免。

节涌的形成可以在流化点附近,但亦可能最初流化很好而当流速超过某一数值时就有气节形成。节涌的形成可由压力降的升高来判断,形成节涌时压力降之所以升高,是由于固体层作柱塞状移动时与器壁的摩擦阻力较大,随着流速的增加,压力降会继续增大,直至气泡崩破时压力降会突然下降,但随着新的大气泡生成,压力降又会上升。

影响节涌形成的主要因素为静止床层高度、床层直径以及颗粒粒径。实验证明,随着床高的增加,在较低的流速下即能出现节涌。随着床径的减小节涌也较易生成。因此床层高度与床层直径之比可望作为综合节涌点速度的准数。比值愈大节涌点流速愈小,但目前尚无可靠的综合关系。此外,密度大、形状不规则的颗粒所形成的床层较易产生节涌。对于大直径的反应设备,节涌一般不易于发生。

### (四) 恒定的压力降

床层流化时,全部颗粒处于悬浮状态,对床层作受力分析

重力(向下):  $mg$

浮力(向上):  $\frac{m}{\rho_v} \cdot \rho g$   
阻力(向上):  $A\Delta p$

$$A\Delta p = mg - \frac{m}{\rho_v} \cdot \rho g$$

整理可得

$$\Delta p = \frac{m}{A\rho_v} \cdot (\rho_v - \rho) g \tag{4-5}$$

设床层空隙率为  $\varepsilon$ , 则

$$\begin{aligned} \Delta p &= \frac{LA\rho_p(1-\varepsilon)}{A\rho_v}(\rho_v - \rho)g \\ &= L(1-\varepsilon)(\rho_p - \rho)g \end{aligned} \tag{4-6}$$

式中  $A$ ——床层空截面积,  $m^2$ ;  
 $m$ ——床层颗粒的总质量,  $kg$ ;  
 $\varepsilon$ ——床层空隙率;  
 $\rho_p, \rho$ ——分别为颗粒与流体的密度,  $kg/m^3$ 。

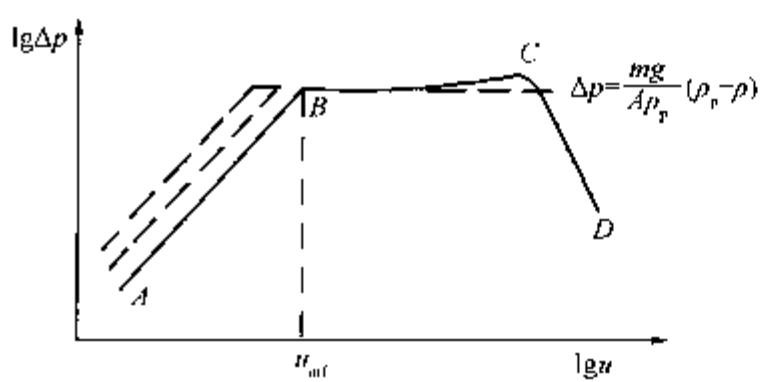


图 4-7 流化床的压力降

流化床的压力降等于单位截面床内固体的表观重力(即重力减去浮力), 它与气速无关而始终保持定值。图 4-7 表示  $lg\Delta p$  对  $lg u$  的关系。

图中直线  $AB$  为固定床阶段, 床层压降随流速的增加而增大, 如果颗粒较细, 压降与流速的关系可由第三章式(3-27)表达:

$$\frac{\Delta p}{L} = K' \frac{a^2(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \mu u$$

式中床层空隙率  $\varepsilon$ , 颗粒比表面积  $a$  为定值, 所以压降与空截面流速的一次方成正比, 在对数坐标上  $AB$  是斜率为 1 的直线。图中与  $AB$  平行的各虚线是由于不同填充方式所造成的固定床空隙率不同所致。当流速超过起始流化速度  $u_{mf}$  后, 床层流化, 床层压降  $\Delta p$  基本不变。图中  $BC$  段略向上倾斜是由于流体与器壁和分布板的摩擦阻力随气速增大而造成的。 $CD$  段向下倾斜, 表示此时实际的流速接近某些颗粒的沉降速度, 有部分颗粒被带走。

恒定的压力降是流化床的重要优点, 它使流化中可以采用细小颗粒而无需担心过大的压降。根据这一特点, 在流化床操作时可以通过测量床层压力降以判断床层流化的优劣。如果床内出现节涌, 压降必有大幅度的起伏波动; 若床内发生沟流, 存在局部未流化的死床, 此时床层压降必比式(4-5)的计算值低。

【例 4-1】 今有直径为 1.2m 的某气-固流化床, 装有如如图 4-8 所示的压差计, 中间测压口位于分布板以上  $L'=0.7m$  处, 上测压口在床层界面以上。今测得  $\Delta p'$  为

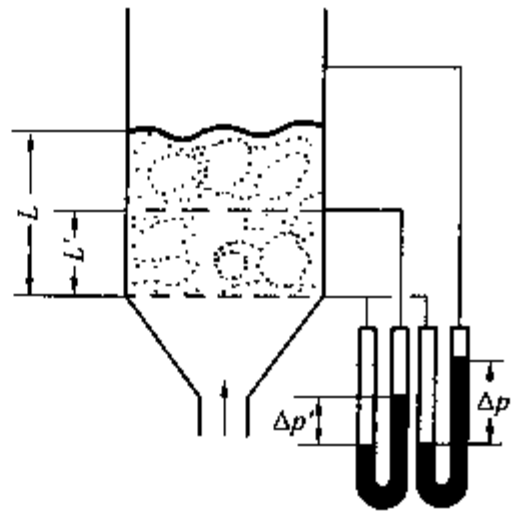


图 4-8 例 4-1 附图

600mmH<sub>2</sub>O, 总压降  $\Delta p$  为 950mmH<sub>2</sub>O。试估计床层界面高度  $L$  及床内催化剂量。

解:

(1) 床面高度  $L$

由式(4-6), 可得

$$\begin{aligned}\Delta p &= L(1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho)g \\ \Delta p' &= L'(1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho)g\end{aligned}$$

设在床层各处的  $\varepsilon$  相同, 则

$$\begin{aligned}\frac{L}{L'} &= \frac{\Delta p}{\Delta p'} \\ L &= L' \frac{\Delta p}{\Delta p'} = 0.7 \times \frac{950}{600} = 1.11\text{m}\end{aligned}$$

(2) 床内催化剂量

床层总压降为

$$\Delta p = 1000 \times 9.81 \times 0.95 = 9320\text{Pa}$$

由于气体密度相对固体颗粒密度而言很小, 故可忽略颗粒所受的浮力, 由式(4-5)可得

$$\begin{aligned}m &= \frac{\Delta p \cdot A}{g} = \frac{9320}{9.81} \times \left( \frac{\pi}{4} \times 1.2^2 \right) \\ &= 1070\text{kg}\end{aligned}$$

#### 四、流化床的操作范围

(一) 起始流化速度  $u_{mf}$

起始流化速度是颗粒床层由固定床转变为流化床时流体的速度, 又称临界流化速度, 这是能使床层流化的最小速度, 所以对于研究、设计和操作都是一个重要参数。

如果床层由均匀颗粒组成, 则在起始流化时, 固定床空隙中的实际速度应为颗粒的实际沉降速度  $u_i$ 。起始流化时床层的空截面速度可按下式计算:

$$u_{mf}' = \varepsilon u_i \quad (4-7)$$

但实际流化床多由非均匀颗粒组成, 而且在众多颗粒存在下实际沉降速度也难以知道, 因此式(4-7)在实际上无法应用。对于非均匀颗粒组成的床层可以按下述方法求得起始流化速度。

由式(4-6)可知,  $\Delta p = L(1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho)g$ , 应用于起始流化点可写成

$$\Delta p = L_{mf}(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho)g \quad (4-8)$$

式中  $L_{mf}$ ——起始流化时床层高度, m;

$\varepsilon_{mf}$ ——起始流化时床层空隙率。

当流体通过固定床层时, 对小颗粒而言, 可以应用式(3-27)计算流体通过固定床的压降。

$$\Delta p = K' \frac{a^2(1 - \varepsilon)^2 \mu u L}{\varepsilon^3}$$

上式也应适用于固定床和流化床的分界点, 可将此式写成

$$\Delta p = K' \frac{a^2(1 - \varepsilon_{mf})^2 \mu u_{mf} L_{mf}}{\varepsilon_{mf}^3} \quad (4-9)$$

式(4-8)及式(4-9)右边相等,整理后可得

$$u_{mf} = \frac{\varepsilon_{mf}^3}{K'(1-\varepsilon_{mf})} \frac{(\rho_p - \rho)g}{a^2\mu} \tag{4-10}$$

对于任意形状的颗粒,由第三章可知,比表面  $a = \frac{6}{\psi d_p}$ ,其中  $\psi$  为球形度,  $d_p$  为平均直径,式(4-10)中  $K'$ 可取为 5,该式变为

$$u_{mf} = \frac{\varepsilon_{mf}^3 \psi^2}{180(1-\varepsilon_{mf})} \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)g}{\mu} \tag{4-11}$$

令  $\frac{\varepsilon_{mf}^3 \psi^2}{180(1-\varepsilon_{mf})} = C_{mf}$ ,称为最小流化系数。

对于光滑球体,  $\varepsilon_{mf}$ 可取平均值为 0.4,  $\psi = 1$ ,则  $C_{mf} = 0.00059$ ,于是对于光滑球体的床层,

$$u_{mf} = 0.00059 \frac{d_p^2(\rho_p - \rho)g}{\mu} \tag{4-12}$$

对于具有任意形状的颗粒,由于  $\varepsilon_{mf}$ 和  $\psi$  的数据难以确定,不少研究人员通过实验数据得出  $C_{mf}$ ,以便确定式(4-11)的关系。

李伐(M. Leva)<sup>[3]</sup>综合许多实验数据,得到  $C_{mf}$ 为  $Re_p$  的函数。当  $Re_p < 5$  时,

$$C_{mf} = 0.0007 Re_p^{-0.063} \tag{4-13}$$

将式(4-13)代入式(4-11)整理可得

$$u_{mf} = 0.00923 \frac{d_p^{1.82} [\rho(\rho_p - \rho)]^{0.94}}{\mu^{0.88} \rho^{0.6}} \tag{4-14}$$

式中  $d_p$  采用第三章式(3-12)计算。

当  $Re_p > 5$  时,按式(4-14)所算出的  $u_{mf}$ 要进行修正,方法如下:

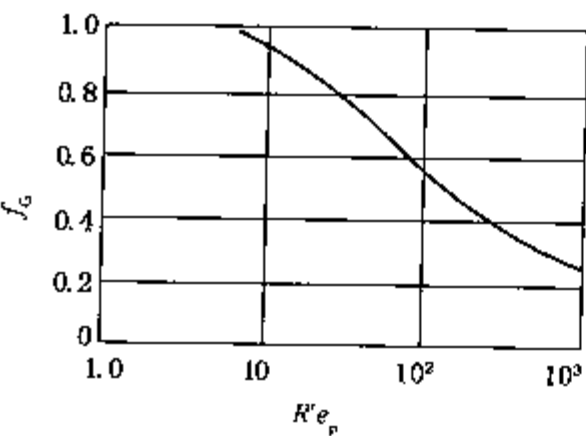


图 4-9 校正因子  $f_G$

先由式(4-14)算出  $u_{mf}$ 作为初值  $u'_{mf}$ ,由  $Re'_p = \frac{du'_{mf}\rho}{\mu}$ ,查图 4-9 得校正因子  $f_G$ ,按  $u_{mf} = f_G \cdot u'_{mf}$ 计算即可得所求的  $u_{mf}$ 值。

确定  $u_{mf}$ 最可靠的方法是实测,测出所使用的颗粒系统的  $\Delta p$ 与  $u$ 的关系,再从对数坐标上标绘如图 4-7,即可求得  $u_{mf}$ 。

【例 4-2】某催化裂化装置的再生器在 580℃及

1.78 × 10<sup>5</sup>Pa 的压力下操作,再生烟气的密度  $\rho$  为 0.733kg/m<sup>3</sup>,黏度为 3.7 × 10<sup>-5</sup>Pa · s,床层空截面气体流速为 1.0m/s,催化剂颗粒密度  $\rho_p$  为 1300kg/m<sup>3</sup>,球形度  $\psi = 1$ ,其筛分组成如下:

粒径/ $\mu\text{m}$	0 ~ 20	20 ~ 40	40 ~ 80	80 ~ 110	110 ~ 150
质量分数/%	0.48	10.52	85	3.86	0.14

试计算催化剂的临界流化速度。

解:

(1) 催化剂的平均粒径  $d_p$

$$d_p = \frac{1}{\sum \frac{a_i}{d_{p,i}}} = \frac{1}{\frac{0.48}{10} + \frac{10.52}{30} + \frac{85}{60} + \frac{3.86}{95} + \frac{0.14}{130}} \times 100$$

$$= 53.8 \mu\text{m}$$

(2) 计算  $u_{mf}$  值

由式(4-12), 可得

$$u_{mf} = 0.00059 \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho) g}{\mu}$$

$$= 0.00059 \times \frac{(5.38 \times 10^{-5})^2 \times (1300 - 0.733) \times 9.81}{3.7 \times 10^{-5}}$$

$$= 5.9 \times 10^{-4} \text{ m/s}$$

(3) 校核  $Re_p$

$$Re_p = \frac{d_p \rho u_{mf}}{\mu} = \frac{5.38 \times 10^{-5} \times 0.733 \times 5.9 \times 10^{-4}}{3.7 \times 10^{-5}}$$

$$= 6.3 \times 10^{-4}$$

$Re_p < 2$ , 即式(4-12)可用, 计算有效。

(二) 带出速度  $u_t$

带出速度  $u_t$  是流化床中流体速度的上限, 也是设计、操作中的一个基本参数。当气流速度  $u_m = u_t$  时, 粒子在气流中处于悬浮状态, 只要  $u_m$  稍大于  $u_t$ , 颗粒便会以  $u_m - u_t = u_p$  的速度带走, 因此流化床中的带出速度就直接以  $u_t$  表示。球形颗粒的带出速度可以按第三章式(3-42)、式(3-48)和式(3-50)计算。使用式(3-42)时应当注意, 各种不同文献对服从斯托克斯定律的  $Re_p$  上限取的不同, 有的取 0.3, 有的取 1.0, 但影响不大。

对于非球形颗粒, 除了可用第三章的办法进行计算外, 也可用非球形颗粒校正系数  $\varphi$  乘以按球形颗粒计算的  $u_t$ , 最后即得非球形颗粒的带出速度。

$$\varphi = 0.843 \lg \frac{\psi}{0.065} \quad (4-15)$$

流化床的操作速度, 理论上应在起始流化速度和带出速度之间。

【例 4-3】 计算例 4-2 中最小颗粒(取  $d_p = 20 \mu\text{m}$ )的带出速度。

解: 先设  $Re_p < 2$ , 用式(3-42)进行计算:

$$u_t = \frac{g d_p^2 (\rho_p - \rho)}{18 \mu}$$

$$= \frac{9.81 \times (2 \times 10^{-5})^2 \times (1300 - 0.733)}{18 \times 3.7 \times 10^{-5}} = 7.7 \times 10^{-3} \text{ m/s}$$

检验  $Re_p$

$$Re_p = \frac{d_p u_t \rho}{\mu} = \frac{20 \times 10^{-6} \times 7.7 \times 10^{-3} \times 0.733}{3.7 \times 10^{-5}}$$

$$= 3.05 \times 10^{-3} < 2$$

因此算得  $d_p = 20 \mu\text{m}$  的颗粒之带出速度为  $7.7 \times 10^{-3} \text{ m/s}$ , 合乎要求。

下面对例 4-2 及例 4-3 的计算结果进行分析和讨论。



首先计算一下  $d_p = 20\mu\text{m}$  的临界流化速度，以便计算  $u_t$  与  $u_{mf}$  之比。仍假设  $Re_p < 2$ 。

$$u_{mf} = 0.00059 \times \frac{(2 \times 10^{-5})^2 \times (1300 - 0.733) \times 9.81}{3.7 \times 10^{-5}}$$

$$= 8.1 \times 10^{-5} \text{ m/s}$$

校验

$$Re_p = \frac{2 \times 10^{-5} \times 0.733 \times 8.1 \times 10^{-5}}{3.7 \times 10^{-5}}$$

$$= 3.2 \times 10^{-5} < 2$$

对于  $d_p = 20\mu\text{m}$  的颗粒， $u_t/u_{mf} = \frac{7.7 \times 10^{-3}}{8.1 \times 10^{-5}} = 95$ ，由此可见，流化床的操作变化范围是比较宽的。

然后再计算一下最大颗粒的带出速度。取  $d_p$  为最大粒径，即  $150\mu\text{m}$ ，设  $Re_p < 2$ ，

$$u_t = \frac{9.81 \times (1.5 \times 10^{-4})^2 \times (1300 - 0.733)}{18 \times 3.7 \times 10^{-5}}$$

$$= 0.43 \text{ m/s}$$

校验：

$$Re_p = \frac{1.5 \times 10^{-4} \times 0.733 \times 0.43}{3.7 \times 10^{-5}}$$

$$= 1.28 < 2$$

原题中所给操作气速为  $1 \text{ m/s}$ ，操作气速与混合颗粒的临界流化速度之比为  $1/(5.9 \times 10^{-4}) = 1695$ ，此数称为流化数，一般流化床采用  $10 \sim 100$ 。显然催化裂化再生器中的气速偏大，甚至与最大颗粒的带出速度相比也大很多。最大颗粒的带出速度为  $0.43 \text{ m/s}$ ，则操作气速为带出速度的  $1/0.43 = 2.33$  倍。从前面对流化床形成的分析来看，为了保持流化床层的正常操作，操作气速应在  $u_{mf}$  及  $u_t$  之间，一般流化床也确是这么设计的，但是催化裂化反应器和再生器则往往不是这样。为什么操作气速远远超过  $u_t$  时仍有密相床存在？在这种条件下操作的床层有什么特点？这个问题将在本章以后的部分加以阐述。

## 五、流化床的密相区高度和分离高度

### (一) 密相区高度与床层空隙率

密相区高度是流化床结构设计的重要参数。在设计条件下，床层中固体颗粒加入量  $m$  是由工艺条件所规定的。颗粒总质量  $m$  与床层高度及空隙率之间存在如下关系：

$$m = AL_{mf}(1 - \varepsilon_{mf})\rho_p = AL(1 - \varepsilon)\rho_p \quad (4-16)$$

随着流速的增加，空隙率也增加，床层发生膨胀。操作时密相床层高  $L$  和临界流化状态的密相床高  $L_{mf}$  之比  $L/L_{mf}$  称为流化床的膨胀比，以  $R$  表示。由式(4-14)可得

$$R = \frac{L}{L_{mf}} = \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{1 - \varepsilon} \quad (4-17)$$

可见在任一操作流速下密相区高度  $L$  与空隙率  $\varepsilon$  有关。

对于液-固系统，许多研究者通过实验提出了空隙率  $\varepsilon$  与流速的关系式<sup>[5]</sup>，

$$\frac{u}{u_t} = \varepsilon^n \quad (4-18)$$

式中  $u_i$  近似等于颗粒的自由沉降速度，但略受颗粒直径和流化床层直径之比( $d_p/D_b$ )的影响。

$$\lg u_i = \lg u_i - d_p/D_b \tag{4-19}$$

式(4-18)中  $n$  为  $Re_p$  及  $d_p/D_b$  的函数，此处  $Re_p = \frac{u_i d_p \rho}{\mu}$ ，

$$Re_p < 0.2, \quad n = 4.65 + 20 \times \frac{d_p}{D_b} \tag{4-20a}$$

$$0.2 < Re_p < 1, \quad n = \left(4.4 + 18 \times \frac{d_p}{D_b}\right) Re_p^{-0.03} \tag{4-20b}$$

$$1 < Re_p < 200, \quad n = \left(4.4 + 18 \times \frac{d_p}{D_b}\right) Re_p^{-0.1} \tag{4-20c}$$

$$200 < Re_p < 500, \quad n = 4.4 Re_p^{-0.1} \tag{4-20d}$$

$$Re_p > 500, \quad n = 2.4 \tag{4-20e}$$

对于气-固系统，影响床层膨胀比的因素很多，不同研究者所提出的关联式计算结果差异较大。这是由于气-固系统流化床的上界面剧烈地波动，其激烈程度随床层直径、气体流速而变，难以准确地确定上界面的位置。图4-10表明，对于某一直径的粒子，它所形成的流化床层空隙率以及床层高度波动的幅度与床径及空截面速度明显有关。应当注意，在某一尺寸的设备中所得出的实验结果用于其他尺寸的设备时，也不相同。目前尚无普遍适用的公式进行计算，只有一些适用于特定条件下的经验式和半经验式。读者可参考文献[3, 5]。

(二) 分离高度(TDH)

加入流化床的颗粒总不会是相同粒径的，根据沉降原理，沉降速度大于气流速度的颗粒是不会被气流带走的。但是，在上部界面处，气体以相当大的气泡形式离开密相床层，并且可以认为气体是间歇喷射流动的，夹带着大颗粒和小颗粒一起破裂。当气体离开流化床时，其瞬间速度变化可以很大，颗粒溅散，被弹到床上界面以上很高的距离。这些颗粒中有相当大一部分的沉降速度大于气流速度，因此在达到一定高度后又落回床内。这样一来，距床上界面愈远，气流中所夹带的颗粒量便愈少，到了某一高度，气流中的颗粒量便降到基本上不变。在这个高度内，稀相区的颗粒浓度随高度而变。图4-11表示稀相区不同高度处的松密

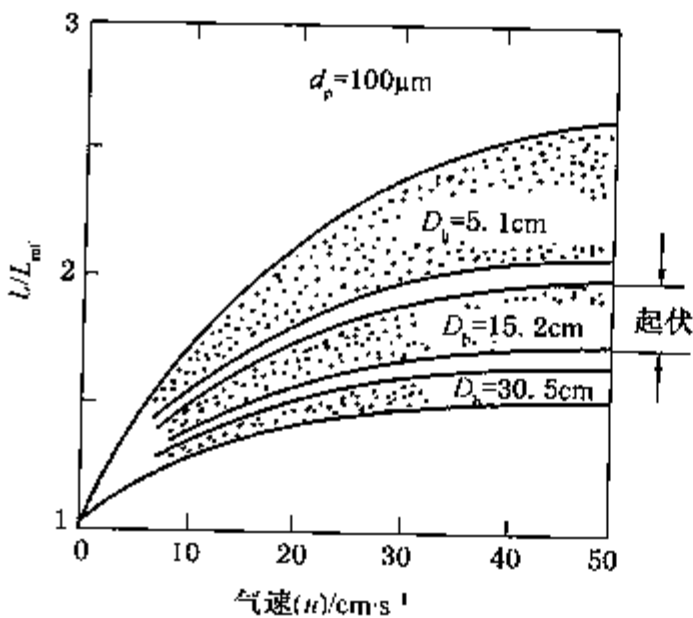


图4-10 床径及空塔速度对气-固流化床膨胀比的影响

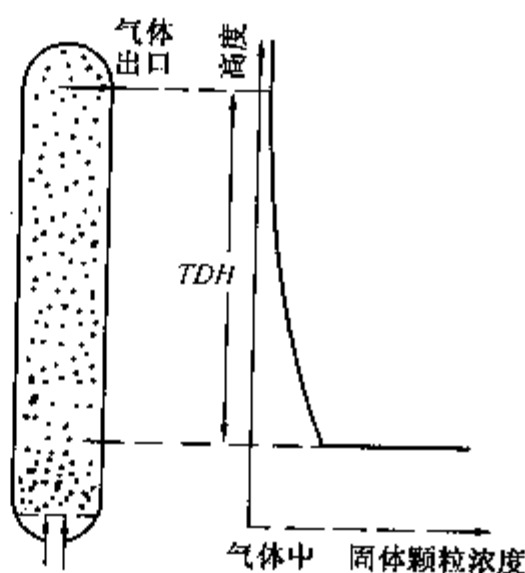


图4-11 稀相区中颗粒松密度与高度的关系

度。所谓松密度是指单位设备容积中颗粒的质量。图 4-11 中的曲线表明在界面以上某一段距离之后，稀相区的松密度趋于定值，这段距离便称为输送分离高度 (Transport Disengaging Height, 简称为  $TDH$ )，简称分离高度。气体从流态化设备送出的位置 (或旋风分离器入口的位置) 距床层上界的高度应大于  $TDH$ ，显然这一参数是十分重要的。对于颗粒直径为  $20 \sim 150\mu\text{m}$  的催化裂化催化剂，可根据实验数据整理如图 4-12，以供参考。由于鼓泡床的复杂性，至今尚无统一的关系式来计算  $TDH$ ，基本上要由实验数据决定。

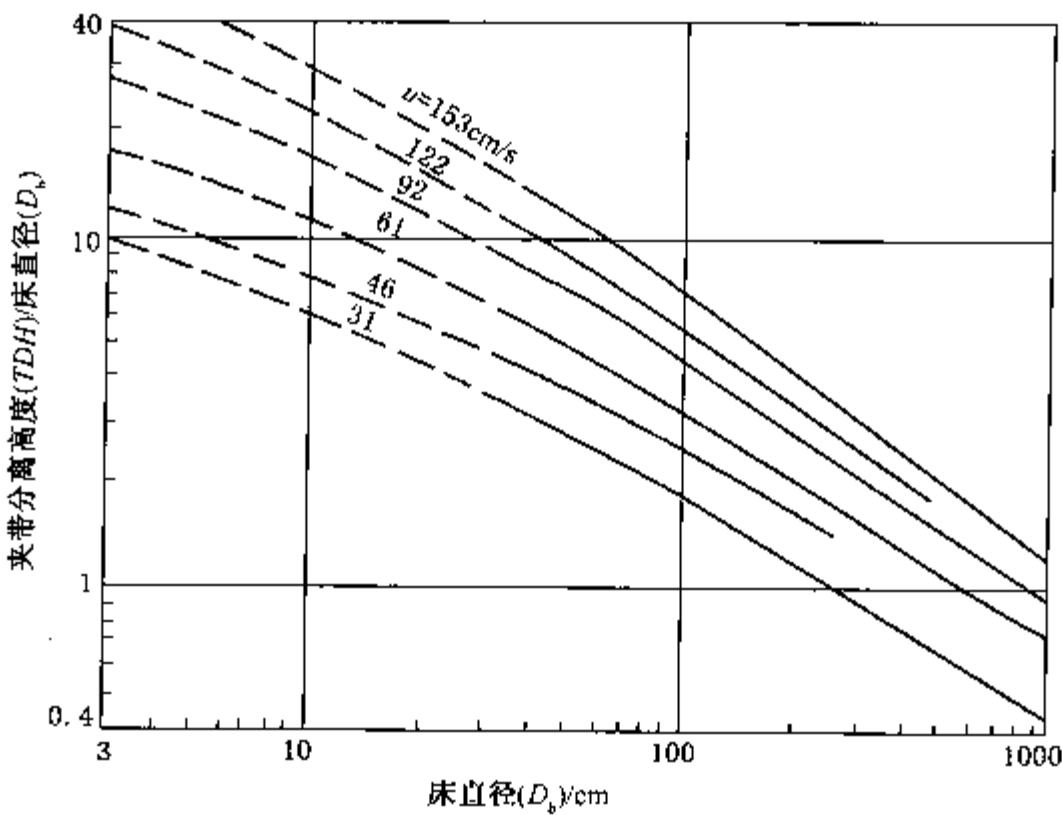


图 4-12 流化催化裂化床层  $TDH$  的经验关联

六、高速流化床

(一) 流化床类型的区分

在流化催化裂化的反应器和再生器里，为了保证良好的流化状态，要求催化剂颗粒有适宜的粒径，一般要求微球催化剂的粒径在  $20 \sim 80\mu\text{m}$  之间。在制造该催化剂时采用喷雾干燥成型的方法，不可能得到粒径均一的产品，因此只要求催化剂有适宜的筛分组成。

前面所叙述的气-固流化床的特性，基本上是对粗颗粒的流态化而言。通过对细固体颗粒的流态化的研究发现，细粒流态化不完全符合粗粒流态化的规律。Launeau<sup>[7]</sup> 1960 年在对粒径范围为  $40 \sim 100\mu\text{m}$  的细粒进行流态化实验时，发现当气速大于  $0.3\text{m/s}$  后，流化床趋于平稳、均匀；而当气速继续增大至  $0.9 \sim 1.5\text{m/s}$  时，流化床几乎达到均匀，类似于散式流化。其后 Yerushalmi 等<sup>[8]</sup> 根据许多实验现象，将流化床依气速增大的顺序分为散式膨胀床、鼓泡床、湍流床和高速床。其中高速床内的空截面气速已超过固体粒子的沉降速度。如图 4-13 所示。

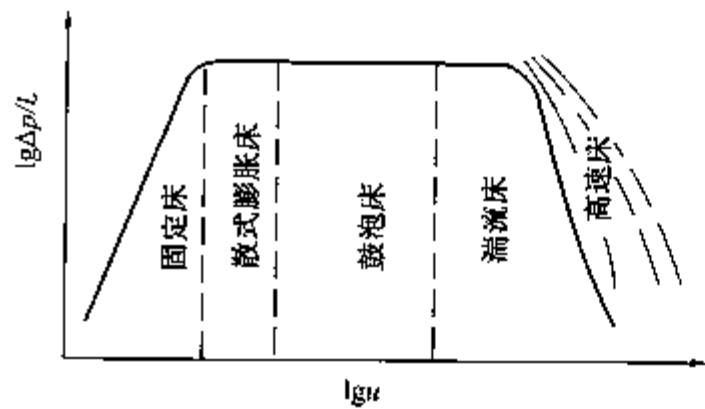


图 4-13 流化床类型的区分

后 Yerushalmi 等<sup>[8]</sup> 根据许多实验现象，将流化床依气速增大的顺序分为散式膨胀床、鼓泡床、湍流床和高速床。其中高速床内的空截面气速已超过固体粒子的沉降速度。如图 4-13 所示。

(二) 高速床的特点

鼓泡流化床的界面清晰，床层中单位体积中的固体颗粒比较多，且存在大量气泡。气泡在分布板上刚刚形成时，其直径与分布板的孔径和气

速有关系。气速愈大，分布板孔径越大，则最初形成的气泡也越大。气泡向上运动时会互相聚合，因此，气泡在上升的过程中直径不断增大。由于气泡里的气体与固体催化剂接触很差，这对于催化裂化反应及催化剂的再生均是十分不利的。鼓泡床的空截面气速比较低，以防止催化剂的大量带出。在湍流床中，床层密度有所降低，而气体的流量则比较高，固体带出量则比鼓泡床要大得多。此时在表观上床层压力波动趋于平衡，虽有气泡存在，但较鼓泡床要少得多且直径变小。由于夹带颗粒量较多，所以床层界面变得不清。气速继续增大，超过某一数值时，床层气泡消失，已形成高速床。此时如果不向床层大量补充固体颗粒，则在很短时间内会将全部床层的颗粒夹带出去。在高速床层中，由于保持相当大的固体流率，床层的密度仍有相当的数值。若保持气体速度不变，则当固体流率增加时，床层密度也增加，如图4-14所示。从原则上来说，高速床的床层密度可以达到与鼓泡床相当的程度。但在实际上，要达到很大的床层密度，需要很大的固体流率，这常常是不现实的。所以高速床的床层密度通常比鼓泡床的床层密度要小一些。较低的床层密度并不意味着高速床层的固体颗粒藏量较小，以至于影响气-固的接触机会。高速床的催化剂藏量的提高可以用增加床层高度来达到，床层增高并不会使气-固的接触变差。在高速床层中，一部分固体颗粒分散于气体而形成稀薄的连续相，床内还有一部分固体集聚成絮状粒团，构成分散相。絮状粒团在床内上下飘浮，时而解体，时而形成，因此气-固接触比鼓泡床要均匀得多。对于一定的物料和一定的固体流率，有一个对应的气速，当气速超过此速度时，高速床被破坏而进入气力输送阶段。此速度通常称为载流速度。

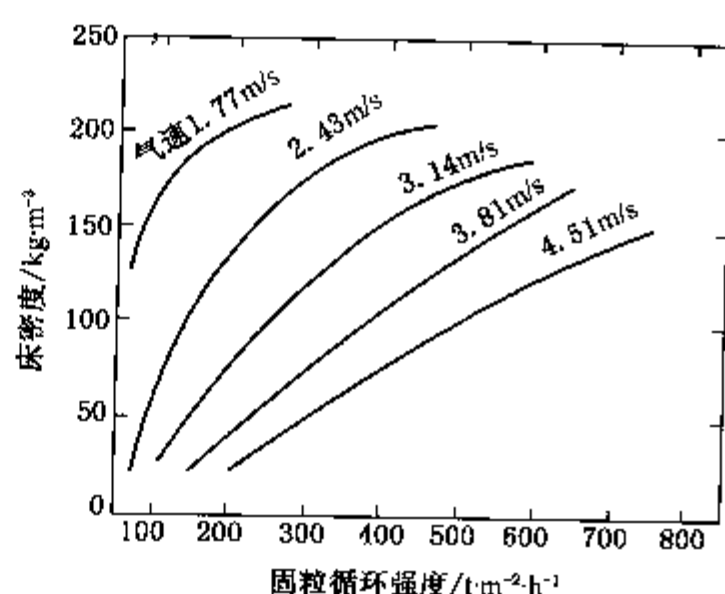


图4-14 高速流化床床层密度与固体循环强度及气速的关系

由上述可见，形成高速床有几个基本条件，即：流化的固体是细颗粒；气速超过固体颗粒的沉降速度；有一定的固体流率补充床层，以保证一定的床层密度。

高速床具有下述优点：

(1) 由于高速床中固体分散较好，因此床内温度比较均匀，气-固之间的接触良好，这就促进了气-固之间的传热和传质。高速床还能使进入床层温度较低的固体催化剂颗粒及原料迅速达到床层温度。

(2) 气速高，生产能力高。由于床层密度一般较鼓泡床低，所以床层中催化剂藏量小，这对于要求保持低藏量的床层(如催化裂化再生器)来说是很利。

(3) 工业放大可能比鼓泡床容易。

(4) 较高的气速可以阻止气体的返混，从而可能达到活塞流(但固体仍然是返混的)，这对于适当控制催化裂化二次反应是很有用处的。

(5) 当处理有黏聚性的固体物料时比鼓泡床的困难小一些。

### 第三节 气 力 输 送

#### 一、气力输送及其优缺点

气力输送是在管道中使气体保持一定的速度，此速度足以使加入管道中的固体颗粒随同气流一起运动输送至指定地点。空气是最常用的输送介质，但在输送易燃、易爆的粉料时，应采用其他惰性气体。

由于气力输送与其他机械输送方法相比具有不少优点，加之流化技术被广泛采用，故在石油化工生产上的应用也日益增多。气力输送的主要优点是：

(1) 系统密闭，可避免粉尘飞扬，减少物料损失，改善劳动条件。

(2) 输送管线不受地形限制，在无法铺设道路或安装输送机械的地方使用气力输送尤为适宜。

(3) 设备紧凑，易于实现连续化、自动化操作，便于同连续操作的化工过程相衔接。

(4) 输送量大。例如年处理量 120 万吨的流化催化裂化装置，再生器和反应器之间的催化剂循环量约 1300 ~ 1600t/h，若不采用气力输送则操作费用会很大。

(5) 在气力输送过程中可同时进行粉料的干燥、粉碎、冷却、加热等操作。

气力输送也存在一些缺点，如：

(1) 气力输送消耗的能量多。

(2) 由于颗粒在输送过程中不断互相碰击并与管壁撞击，因此粒子本身以及管壁的磨损都较严重。

根据颗粒在输送管内的密集程度不同，可将气力输送分为稀相输送和密相输送两大类。通常区分稀相和密相输送的界限大致是：

稀相输送：松密度  $\rho' < 100\text{kg/m}^3$

固气比  $R = 0.1 \sim 25\text{kg 固体/kg 气体}$

密相输送：松密度  $\rho' > 100\text{kg/m}^3$

固气比  $R = 25 \sim \text{数百}$

以上叙述中，松密度是指单位管道容积所含有的颗粒质量，它与颗粒的真密度  $\rho_p$  的关系为

$$\rho' = \rho_p(1 - \varepsilon) \quad (4-21)$$

式中  $\varepsilon$  为空隙率。

固气比是指单位质量气体所输送的固体量。

$$R = \frac{W}{W_g} \quad (4-22)$$

式中  $W$ ——单位管道面积加入的固体质量流量， $\text{kg}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$ ；

$W_g$ ——气体的质量流速， $\text{kg}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$ 。

在石油化学工业中，流化催化裂化的反应器和再生器之间必须有大量的催化剂循环，因为催化剂不仅要周期性地反应-再生以维持一定的活性水平，而且还要起到取热和供热的热载体的作用。能否实现稳定的催化剂循环是生产的关键问题，因此气力输送对于流化催化裂化是非常重要的。

流化催化裂化装置可分高低并列式床层流化催化裂化及提升管催化裂化装置，如图 4-15 及图 4-16 所示。图 4-15 所示的高低并列式床层催化裂化装置中，待生 U 形管以密相输送的方式将反应器中的待生催化剂输送到再生器中烧去焦炭以使催化剂再生，再生好的催化剂则由再生 U 形管(密相输送)和稀相提升管(稀相输送)输送到反应器中。图 4-16 所示的高低并列式提升管催化裂化装置中，待生催化剂通过待生斜管以密相输送的方式进入再生器内再生，再生好的催化剂通过再生斜管(密相输送)和提升管(稀相输送)后进入沉降器内。

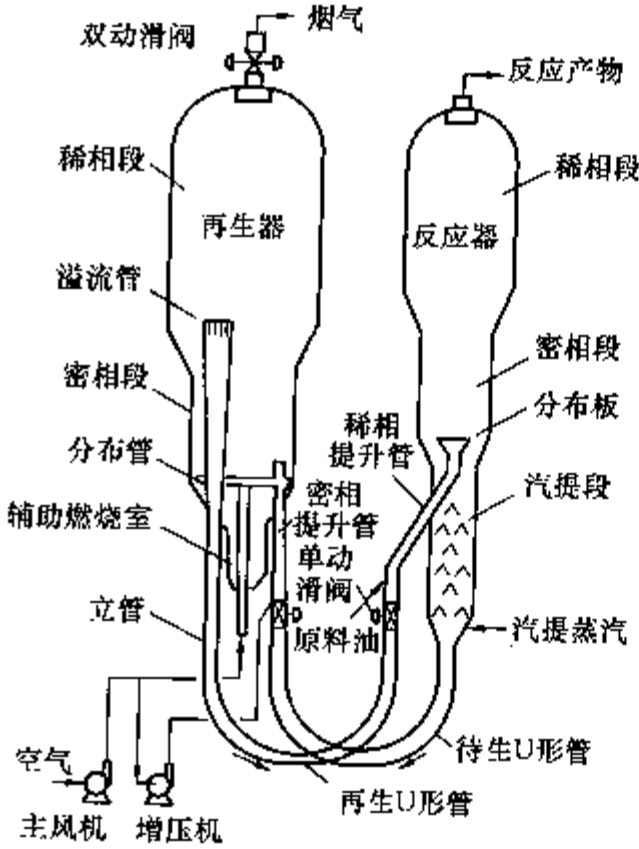


图 4-15 高低并列式床层催化裂化装置

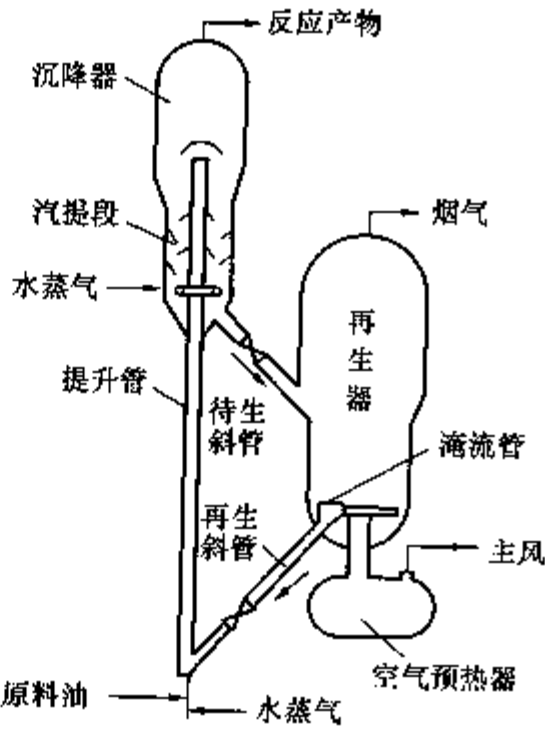


图 4-16 高低并列式提升管催化裂化装置

## 二、密相输送

### (一) 黏附滑移流动与充气流动

密相输送有时称为高松密度混合物的流动。由于气-固两相流动的性质复杂，对密相输送至今还有很多方面研究得不够充分。

密相输送有两种形式，即黏附滑移流动和充气流动。黏附滑移流动是一种密集颗粒的急跳式流动，它主要出现在粗固体颗粒向下流动的情况。例如移动床催化裂化反应器和再生器中的催化剂运动。当固体颗粒向下流动时，如果气速较小，不足以使颗粒流化起来，于是颗粒之间比较紧密，呈阵发性缓慢向下移动，在壁面处，颗粒的速度比中央部位的速度小。通常认为当固体颗粒的速度小于  $0.6 \sim 0.75\text{m/s}$  时会出现黏附滑移流动。如果气速较高，足以使固体颗粒流化起来，气-固混合物流动性较好，具有流体的特性。这种流动称为充气流动。充气流动通常限于微细颗粒，气-固混合物可以向任一方向以及在 U 形管中流动，充气流动的速度常常较高，大于  $0.6 \sim 0.75\text{m/s}$ 。充气流动主要发生于细颗粒的流动，例如床层及提升管催化裂化装置各段循环管中的流动均属充气流动，但应该注意此时固体颗粒速度不能小于  $0.6 \sim 0.75\text{m/s}$ ，否则在立管或斜管中可能出现黏附滑移流动。

为了说明这两种流动形式之间的关系及相应的压力变化情况，可以考察如图 4-17 中垂直管中的流动情况。流动可区分为四种情况：第一种情况如图 4-17(a) 所示。因为固体颗



粒向上运动，故它必定被流化起来，气体与颗粒之间的相对速度  $\Delta u$  必定足以保持颗粒悬浮。第二种和第三种情况如图 4-17(b) 及 (c) 所示，只要  $\Delta u$  大到能保持颗粒悬浮则仍可以是充气流动，否则将会出现黏附滑移流动或架桥现象。第四种情况如图 4-17(d) 所示。当固体颗粒由压力较高的容器向下流至压力较低的容器时出现黏附滑移流动。固体颗粒向下流至压力较高容器时，就出现第二种、第三种情况，气体的流动方向可以由压力较低的容器流到压力较高的容器(第三种情况)或者由压力较高的容器流到压力较低的容器(第二种情况)，或在适当的设计中，气体能够大体上维持静止，起密封的作用(处于第二种和第三种情况之间)。

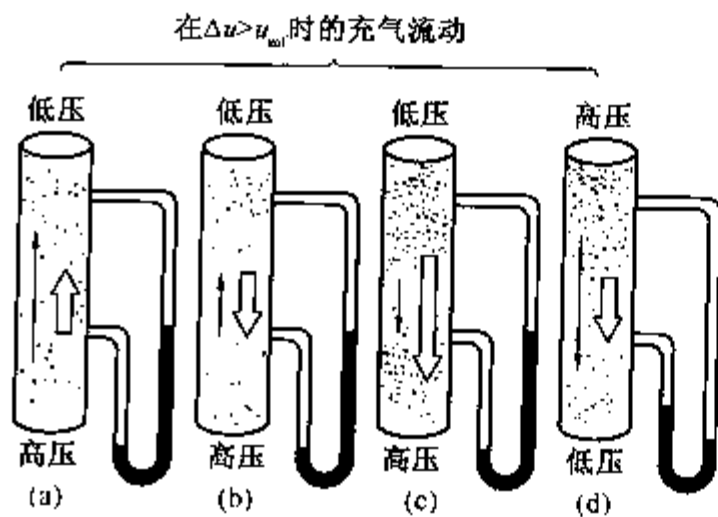


图 4-17 密相输送的流动形式

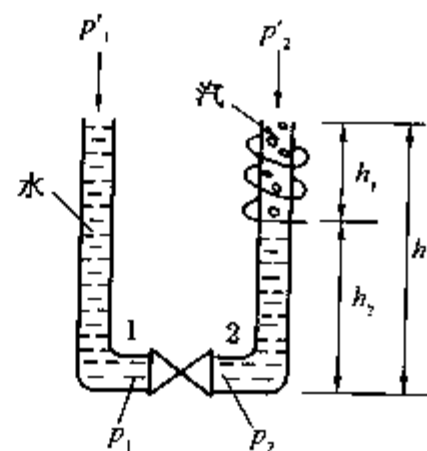


图 4-18 密相输送原理示意图

(二) 密相输送的基本原理

如图 4-18 所示有一个盛水的 U 形管，其上右侧有加热器，该处的水因受热而汽化。设 U 形管两腿上方的压力  $p'_1$  与  $p'_2$  相等，当阀门关闭时，由流体静力学方程式可以写出：

阀门左方 1 点处静压  $p_1 = h_1 \rho_{\text{水}} \cdot g + p'_1$   
 阀门右方 2 点处静压  $p_2 = h_2 \rho_{\text{水}} \cdot g + h_1 \rho_{\text{汽}} \cdot g + p'_2$

若将阀门打开，水必然会从左管向右管流动。产生流动后，1，2 两点的压力将发生变化，1 点压力减小，2 点压力增大，但仍然保持  $p_1 > p_2$ 。此时对 1，2 两点列柏努利方程式，则可以导出：

$$p_1 - p_2 = h_f \cdot \rho_{\text{水}} \cdot g + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2} \rho_{\text{水}}$$

令  $\Delta p_f = h_f \cdot \rho_{\text{水}} \cdot g$ ，忽略因速度变化而引起的能量变化，则

$$p_1 - p_2 = \Delta p_f \tag{4-23}$$

式中  $\Delta p_f$  是流体流经阀门的压降。

由以上分析可知，由于管线中物料的密度不同会产生推动力，从而引起流动。如果  $p_1 \neq p'_2$ ，则  $p_1 - p_2$  可能仍大于 0，保持原来流向；也可以小于 0，物料呈反向流动；甚至等于 0，物料保持相对静止。

IV 型催化裂化的 U 形管中输送原理与上述情况相。U 形管的一侧通入气体，使一段管线中松密度比较低，形成使催化剂流动的推动力。在再生 U 形管中，于一侧某处通入原料油，原料油遇到高温的催化剂后迅速气化，使进料口以上形成稀相提升管，管中固体颗粒松密度较低，使 U 形管产生了再生催化剂流动的推动力。在待生 U 形管中，于一侧某处通入增压风，形成密相提升管，从而产生了待生催化剂流动的推动力，待生催化剂的循环量可以

通过调节增压风的流量来改变。

### (三) 黏附滑移流动的压降

在黏附滑移流动中，决定单位管长压力降的是气体相对于固体颗粒的运动，而不是气体相对于壁面的运动。这是因为气体与固体颗粒之间的摩擦阻力比气体与壁面之间的摩擦阻力大得多的缘故。因此管中二点间的压降可用流体通过固定床层的压降公式(3-29)，即欧根公式来计算，只需将式中的  $u$  改成气-固相对速度  $\Delta u$  即可。

$$\frac{|\Delta p|}{L} = 4.17 \times \frac{(1-\varepsilon)^2 a^2}{\varepsilon^3} \mu |\Delta u| + 0.29 \times \frac{(1-\varepsilon)a}{\varepsilon^3} \rho (\Delta u)^2$$

将  $a = \frac{6}{\psi d_p}$  代入上式可得

$$\frac{|\Delta p|}{L} = 150 \times \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\mu |\Delta u|}{(\psi d_p)^2} + 1.74 \times \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho (\Delta u)^2}{\psi d_p} \quad (4-24)$$

其中 
$$\Delta u = \frac{u}{\varepsilon} - u_p \quad (4-25)$$

式中  $\Delta u$ ——气-固相对速度，m/s；

$u$ ——气体空截面速度，m/s；

$u_p$ ——固体颗粒运动速度，m/s。

为了避免确定  $\Delta p$ 、 $u$  等的正负号时发生混乱，式(4-24)中代入的是  $|\Delta u|$ ，然后可参考图 4-17 可得出高压和低压的位置。

对于图 4-17(b) 的流动，如果压降太大，则  $\Delta u$  将增加，足以使固体颗粒流化而形成充气流动。为了保持图 4-17(b) 为黏附滑移流动，必须满足

$$\Delta p < \rho_p (1-\varepsilon) g \Delta h \quad (4-26)$$

式中  $\Delta h$  为计算压降的两点高差。

### (四) 充气流动的压降

图 4-19 表示了一段密相输送充气流动的管线，相应于图 4-17(a) 所示的情况。在计算 1 点与 2 点的压差时，根据流体输送的原理，对 1、2 两点列柏努利方程式可得

$$\frac{p_1}{\rho_m} + z_1 g + \frac{u_1^2}{2} = \frac{p_2}{\rho_m} + z_2 g + \frac{u_2^2}{2} + h_{f,管} + h_{f,阀} + h_{f,局}$$

经整理后可写成如下公式：

$$p_1 - p_2 = \rho_m g \Delta h + \Delta p_u + \Delta p_{f,管} + \Delta p_{f,局} \quad (4-27)$$

式中  $(p_1 - p_2)$ ——1、2 点的压差，kPa；

$\rho_m$ ——两点间的平均密度，kg/m<sup>3</sup>；

$\Delta h$ ——两点间的位差，m；

$$\Delta h = z_2 - z_1$$

$\Delta p_u$ ——因速度改变及转向，出口局部阻力所引起的压降，kPa；

$$\Delta p_u = \frac{u_2^2 - u_1^2}{2} \cdot \rho_m + \rho_m g \cdot h_{f,局}$$

$\Delta p_{f,管}$ ——两点间管路的摩擦压降，kPa；

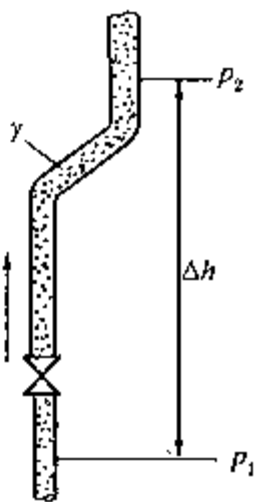


图 4-19 充气流动的压降

$\Delta p_{f, \text{阀}}$ ——阀门的摩擦压降, kPa。

对于自上而下的充气流动, 同样可列柏努利公式计算 1、2 两点的压差, 只不过此时  $\Delta h$  是负值。

以下分别介绍在催化裂化装置中式(4-27)的各项压降的计算方法。

### 1. $\rho_m g \Delta h$

令  $\Delta p_h$  表示  $\rho_m g \Delta h$ , 是由于料柱产生的静压差, 在工厂常将这项压差称为静压, 有两种计算方法:

(1) 由气体和固体颗粒的流量计算气-固混合物的密度

$$\rho_m = \frac{G + G_s}{V_{\text{气}} + V_{\text{固}}} \quad (4-28)$$

式中  $G, G_s$ ——气体和固体颗粒的质量流率, kg/h;

$V_{\text{气}}, V_{\text{固}}$ ——气体和固体颗粒的体积流率,  $\text{m}^3/\text{h}$ 。

由于一般情况下  $G \ll G_s, V_{\text{固}} \ll V_{\text{气}}$ , 故式(4-28)可以简化为

$$\rho_m = \frac{G_s}{V_{\text{气}}} \quad (4-29)$$

式(4-29)的应用条件是滑落系数  $\varphi$  为 1。滑落系数是指气体速度与固体颗粒速度之比。由于催化剂颗粒是被气体携带上去的, 其上升速度总是比气体速度低, 在催化剂被加速后, 其速度应等于气体速度  $u_m$  与催化剂颗粒的自由沉降速度  $u_i$  之差, 于是

$$\varphi = \frac{u_m}{u_p} = \frac{u_m}{u_m - u_i} \quad (4-30)$$

由式(4-30)可知, 滑落系数是恒大于 1 的, 只有当  $u_m$  很大时, 才趋近于 1, 此时催化剂颗粒的返混现象将减小至最低限度。一般当气速增大至 20m/s 以后, 催化剂颗粒的滑落系数几乎不变而且其值很接近于 1。

由上述可见, 式(4-29)对于向下流动(返混现象很小)及气速在 20m/s 以上的向上流动都可以适用。但对气速不高的向上流动, 使用式(4-29)计算时应考虑滑落系数  $\varphi$ , 此时

$$\rho_m = \varphi \frac{G_s}{V_{\text{气}}} \quad (4-31)$$

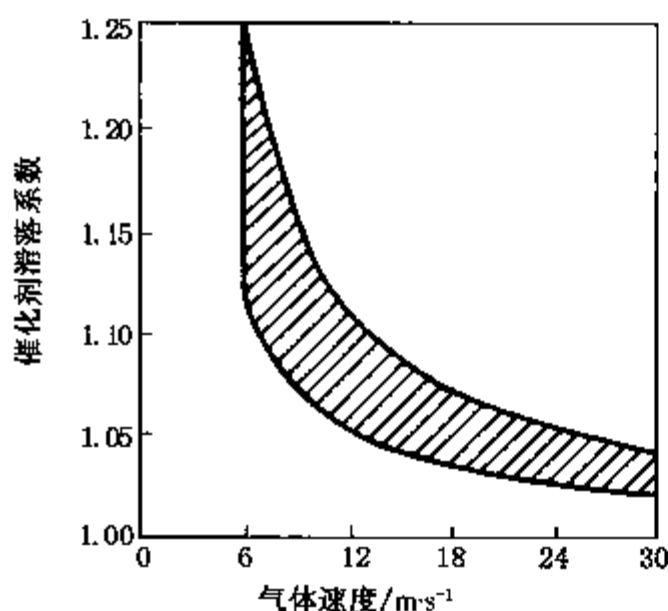


图 4-20 催化剂的  
滑落系数

催化剂在提升管反应器中的  $\varphi$  值可由图 4-20 查得, IV 型催化裂化装置的上行管路中的  $\varphi$  可取 1.5。

由式(4-29)求出  $\rho_m$  后乘以  $g$  及两端的位差, 即可得  $\Delta p_h$ 。

### (2) 由实测两点压差计算

在生产现场中常常是直接测定两点压差  $p_1 - p_2$ , 因此所得结果是  $\Delta p$ ,  $\Delta p_h$  可由下式计算:

$$\Delta p_h = \rho_m g \Delta h = \Delta p - (\Delta p_v + \sum \Delta p_f)$$

$$\rho_m = \frac{\Delta p - (\Delta p_v + \sum \Delta p_f)}{\Delta h g} \quad (4-32)$$

式中  $\Sigma\Delta p_f$  为管路及阀门的摩擦压降之和。

如果需要知道实际的密度, 必须先算  $\Delta p_u$  及  $\Sigma\Delta p_f$ , 但由于  $\Delta p_u$  及  $\Sigma\Delta p_f$  计算麻烦且不易算准, 因此上式常简化成

$$\rho'_m = \frac{\Delta p}{\Delta h g} \quad (4-33)$$

式中  $\rho'_m$  称为视密度, 它同实际密度是有差别的。通常  $(\Delta p_u + \Sigma\Delta p_f) \ll \Delta p$ , 所以视密度与实际密度相差很小。

## 2. $\Delta p_u$

$\Delta p_u$  是由于速度改变及转向、出口局部阻力所引起的压降, 单位为 Pa, 可用下式计算

$$\Delta p_u = (\Sigma\zeta) \times \frac{u_m^2}{2} \rho_m \quad (4-34)$$

式中  $\zeta$ ——局部阻力系数(加速催化剂,  $\zeta=1$ ; 出口损失,  $\zeta=1$ ; 每次转向,  $\zeta=1.25$ );

$u_m$ ——实际气速, m/s;

$\rho_m$ ——滑落系数为 1 时的密度, kg/m<sup>3</sup>。

## 3. $\Delta p_{f,管}$

$\Delta p_{f,管}$  是气-固混合物在管路中流动时由于直管而产生的摩擦压降。该项压降不同文献的计算公式不同, 而且差别很大。这主要是由于气-固混合物的流动情况比较复杂, 各种公式所基于的流动条件不同之故。在这里介绍目前国内常用的埃索石油公司设计准则里推荐的计算公式:

$$\Delta p_{f,管} = 7.7 \times 10^{-3} \times \frac{L}{D} \times \rho_m u_m^2 \quad (4-35)$$

式中  $\Delta p_{f,管}$ ——直管摩擦压降, Pa;

$D$ ——管线内径, m;

$\rho_m$ ——滑落系数为 1 时的密度, kg/m<sup>3</sup>;

$u_m$ ——实际气体速度, m/s。

## 4. $\Delta p_{f,阀}$

$\Delta p_{f,阀}$  是催化剂流经滑阀时产生的压降。

$$\Delta p_{f,阀} = 7.5 \times 10^{-2} \times \frac{G^2}{\rho_m A^2}$$

式中  $\Delta p_{f,阀}$ ——滑阀摩擦压降, Pa;

$G$ ——催化剂循环量, t/h;

$A$ ——阀孔流通面积, m<sup>2</sup>;

$\rho_m$ ——气-固混合物的密度, kg/m<sup>3</sup>。

# 三、稀相输送

催化裂化装置的催化剂循环系统有一个固体颗粒松密度高的区域, 同时也有松密度低的区域, 即稀相输送。稀相输送需要比较高的气体速度, 因而摩擦压降大, 颗粒的磨损快, 输送管磨蚀严重。为了使这些效应减至最低程度, 必须尽可能地保持较低的流速, 这个流速的低限受固体从物流中沉降出来的条件所限制。我们首先讨论垂直输送的流动特性, 然后讨论

水平输送的流动特性，最后讨论稀相输送中的压降。

### (一) 垂直输送的流动特性

前已述及，固体颗粒在被气体携带上升时，其速度等于气速  $u_m$  与固体颗粒自由沉降速度  $u_t$  之差，以  $u_p$  表示， $u_p$  称为颗粒的滑动速度

$$u_p = u_m - u_t \quad (4-36)$$

显然，在稀相输送中， $u_p$  应为正值。如果固体颗粒是由粒度大小不等的粒子所组成， $u_m$  必须大于最大颗粒的自由沉降速度。

图 4-21 表示垂直输送特性，纵坐标表示每米高床柱压降的对数，横坐标表示管道空截面气流速度  $u$  的对数。图中  $W$  表示管道单位截面上颗粒物料的质量流速，单位为  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；如加料速率为  $G_s(\text{kg/s})$ ，管道截面积为  $A(\text{m}^2)$ ，则

$$W = G_s/A \quad (4-37)$$

由图 4-21 可以看出，不连续加料时，随着气速  $u$  的增大， $\Delta p'$  先沿着固定床阶段

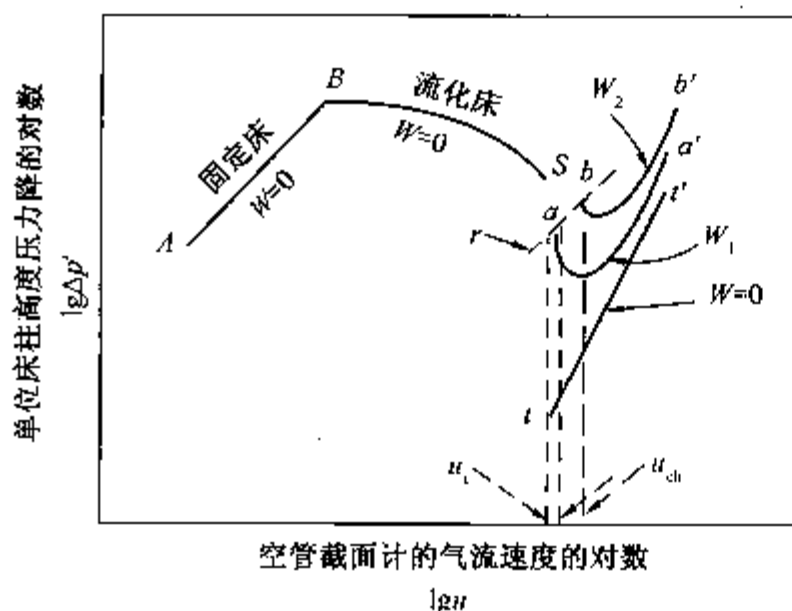


图 4-21 垂直输送特性的示意图

AB，再沿着流化床阶段 BS 变化。在流化床阶段，由于床层膨胀，空隙率增加，床高  $L$  增长，故单位床高的压降  $\Delta p'$  值逐渐下降，到达 S 点时，出现节涌，床层波动很大，床层高度的数值很不稳定，这个区域相应于图中的  $Sr$ 。在这个区域，床层的状况对气速的变化非常敏感，气速略为增加，床层颗粒即大量被带出。由于颗粒的大量带出，床层由密相变为稀相，因而  $\Delta p'$  陡降。在  $t$  点，管内开始了单一颗粒的输送，空隙率几乎接近于 1，这时气速等于颗粒的自由沉降速度的数值，再增大气速， $\Delta p'$  则沿  $u'$  上升，相当于空管中气体单相流动的情况。

如果在与  $t'$  点相应的气速下，向管道底部连续加入颗粒物料，由于  $u > u_t$ ，颗粒将悬浮于管内而以  $W_1$  的速度输送，这时管内加入了固体颗粒，系统的静压头增加；同时由于颗粒之间以及颗粒与壁面的摩擦，系统阻力增大，压降上升至  $a'$ ，若此时保持加料速率  $G_s$  不变，把气速沿  $a'a$  曲线逐渐减小，由于  $u$  减小，而颗粒的  $u_t$  不变，这时颗粒的滑动速度  $u_p$  将因而减小，管道内固体颗粒的持料量则因加料速率恒定而增加，管内空隙率也因而减小。在这种情况下，一方面是由于  $u$  和  $u_p$  的减小而使摩擦阻力减小，另一方面系统的静压头却因空隙率的减小而增加。开始时，静压头的增大还不能平衡摩擦阻力的减小值，故总的效果仍是  $\Delta p'$  减小，而从  $a'$  沿曲线下降。当气速减小至某一数值时，静压头的增大等于摩擦阻力的减小，这时总压降  $\Delta p'$  出现最小值。在此以后，气速如继续减小，则静压头的增加大于摩擦阻力的减小， $\Delta p'$  即随气速的减小而增大。到了  $a$  点，如再减小气速，管内即出现节涌。这个  $a$  点是输料速度为  $W_1$  时稀相输送的起始点，称为噎塞点。相应于  $a$  点的气速称为噎塞速度，以  $u_{ch}$  表示。

噎塞速度是输料速度  $W$  的函数，图 4-21 中所示  $W_1$  的噎塞点是  $a$ ； $W_2$  是  $b$ 。显然噎塞速度是稀相垂直输送的最小气速。噎塞速度是稀相输送中的一个重要参数。但如何确定它的数值，目前的研究还不很充分，实际应用时，常以实测来确定。表 4-1 列出一些与噎塞速度有关的实际数值。

表 4-1 稀相气力输送的安全数值

物 料	平均松密度/ $10^3 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$	近似粒度/ $\mu\text{m}$	最低的安全空 气速度/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$		保证流动的最大 安全密度/ $10^3 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$	
			水平的	垂直的	水平的	垂直的
煤	0.72	<12700	15.3	12.2	0.012	0.016
煤	0.72	<6350	12.2	9.2	0.016	0.024
小 麦	0.75	4760	12.2	9.2	0.024	0.032
水 泥	1.04 ~ 1.44	95% <88	7.6	1.5	0.16	0.96
煤 粉	0.56	100% <380 75% <76	4.6	1.5	0.11	0.32
灰 粉	0.72	90% <150	4.6	1.5	0.16	0.48
膨润土	0.77 ~ 10.4	95% <76	7.6	1.5	0.16	0.48
硅石粉	0.80 ~ 0.96	95% <105	6.1	1.5	0.08	0.32
磷酸盐岩	1.28	90% <152	9.2	3.1	0.11	0.32
食 盐	1.36	5% <152	9.2	3.1	0.08	0.24
纯碱(轻质)	0.56	66% <105	9.2	3.1	0.08	0.24
纯碱(重质)	1.04	50% <177	12.2	3.1	0.048	0.16
硫酸钠	1.28 ~ 1.44	100% <500 55% <105	12.2	3.1	0.08	0.24
磨细的铁矾土	1.44	100% <105	7.6	1.5	0.13	0.64
铝 土	0.93	100% <105	7.6	1.5	0.096	0.48
菱苦土	1.60	90% <76 100% <152	9.2	3.1	0.16	0.48
二氧化铈	3.52	50% <76	18.3	6.1	0.16	0.96

(二) 水平输送的流动特性

图 4-22 表示在水平管中作稀相气力输送的流动特性，线段 AB 代表  $G_s = 0$  时空管的  $\lg \Delta p'$  与  $\lg u$  间的关系。若在 B 点的气速下加入  $G_{s1}$  的固体颗粒，则由于气-固之间的摩擦力以及固体颗粒间的摩擦碰撞损失，压降要上升至 C 点，此时若保持加料速率不变而将气速沿 CD 线降低，管内固体颗粒的速度也将随之降低，由于在稀相输送时有下速关系：

$$W = u_p \cdot \rho' \tag{4-38}$$

式中  $W$ ——颗粒物料的质量流速， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；  
 $u_p$ ——固体颗粒的速度， $\text{m/s}$ ；  
 $\rho'$ ——输送管中的松密度， $\text{kg}/\text{m}^3$ 。

因此  $u_p$  的降低必将导致输送管中的松密度上升。水平管输送时，位头没有变化，因料柱而产生的静压差为零，虽然松密度有所上升，但输送管的压降仍然减低，这是与垂直输送的一大区别。但当气速减小至 D 点时

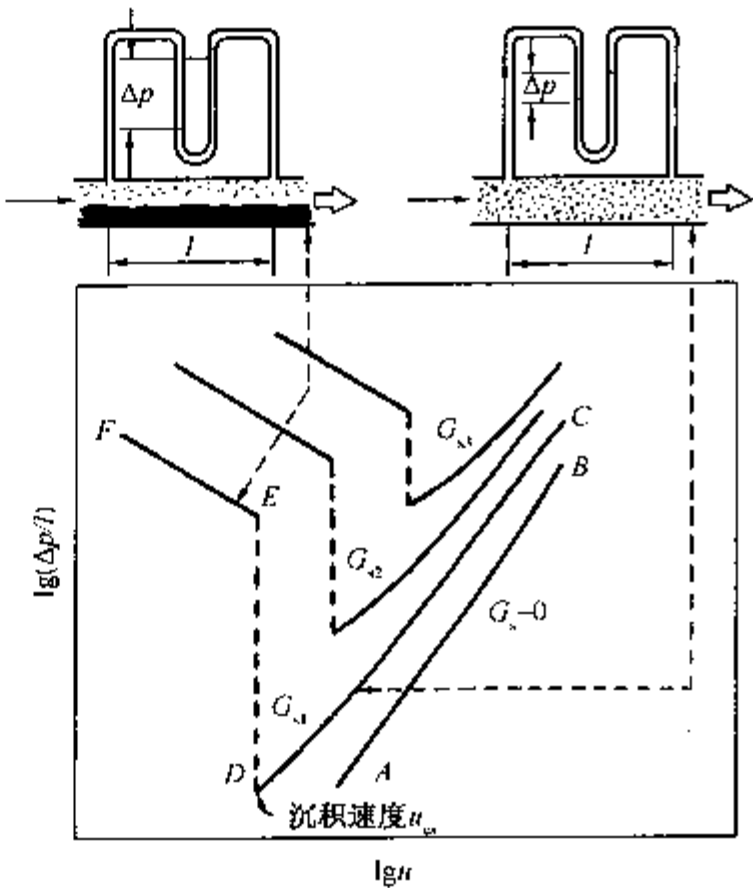


图 4-22 水平输送的流动特性



就会发现开始有固体颗粒沉积于水平管的底部，此时气体流动截面减小，一部分固体颗粒悬浮于气体中，从沉积的固体颗粒层上通过，压降又逐渐上升。 $D$ 点的气速称为在固体颗粒加料速率  $G_s$  下的沉积速度，以  $u_{cs}$  表示。从  $D$  点开始有一个不稳定阶段，当压降上升到  $E$  点时，固体颗粒的沉积达到平衡，此时在单位时间内加入的固体颗粒量又变为与输出的固体量相等。如果气速自  $E$  点再进一步降低到固体颗粒的沉积厚度要继续增加，压降亦将沿  $EF$  线增高，直至最后全管为沉积固体所堵塞。沉积速度  $u_{cs}$  是固体加料速率的函数，加料速率越大则  $u_{cs}$  越大。

沉积速度  $u_{cs}$  可采用曾兹(Zenz)<sup>[10]</sup>提出的方法来估算。对于具有某个粒度分布的固体颗粒，首先从图4-23估算出输送混合颗粒中单个最大颗粒和单个最小颗粒时所需的最低速度  $u_{cs,m1}$  和  $u_{cs,m2}$ ，同时在此图上求出这两点连续的斜率  $n$ 。其次，选择这两个  $u_{cs,m}$  中较大的值作以后的计算用，因为这个值是起控制作用的。由于图4-23的数据是在内径为6.35cm管子中流动时作出的，对于其他尺寸的管子应按下式校正：

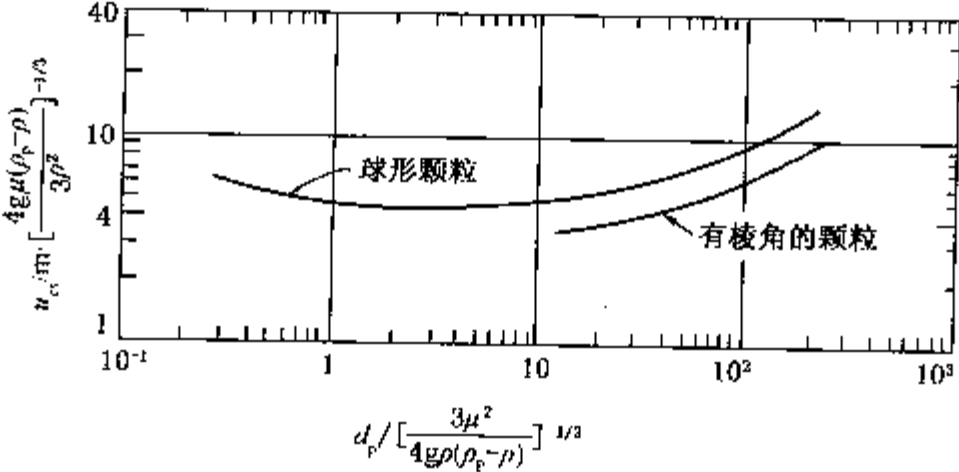


图4-23 在内径为6.35cm管子中均匀颗粒沉积速度  $u_{cs,m}$

$$u_{cs,m} \propto D_i^{0.4}$$

(4-39)

式中  $D_i$  为输送管的内径，m。

最后，用下式求得沉积速度：

$$\frac{G_s}{G} \frac{\rho}{\rho_p} u_{cs} = B \times 10^{-2} \left( \frac{u_{cs} - u_{cs,m}}{u_{cs,m}} \right)$$

(4-40)

式中  $G_s$ ——固体颗粒加料速率，kg/s；

$G$ ——气体流率，kg/s；

$\rho, \rho_p$ ——气体及固体颗粒的密度，kg/m<sup>3</sup>；

$u_{cs,m}$ ——经校正后的单个大颗粒的沉积速度，m/s；

$B$ ——系数，可按下式近似计算：当连线斜率  $n \geq 0.068$  时， $B = 21.4n^{1.5}$ ； $-0.11 \leq n \leq 0.068$  时， $B = 0.32$ 。

对于单一粒度的颗粒，由图4-23只能得到一个  $u_{cs,m}$  值，所以  $n$  就是图上所用曲线在该点的斜率。

表4-1中也列出了各种物料在水平流动的最低安全气速。

曾兹和奥斯默还提出，对于均匀粒度的颗粒，其噎塞速度接近于沉积速度，可以近似地

取两者相等。对于混合粒度的颗粒，噎塞速度比沉积速度小， $u_{ch} \approx \left( \frac{1}{3} - \frac{1}{5} \right) u_{cs}$ 。

如果管子是倾斜的，与水平线的夹角在10°以内，或与垂直线的夹角在8°以内，则其沉

积速度与噎塞速度没有显著的变化。当倾斜管与水平线的夹角在  $22^\circ$  至  $45^\circ$  时, 其沉积速度比在水平管流动时高  $1.5 \sim 3\text{m/s}$ 。应当注意的是, 以接近沉积速度的气速在倾斜管中流动时, 在管内会形成波节, 能导致发生节涌。这个条件能引起倾斜输送管或常用的大曲率半径的弯管的剧烈振动。

【例 4-4】 气体将均匀粒度的球形颗粒以分散的悬浮状态通过一根水平管进行输送。管道内径为  $6.35\text{cm}$ , 固体颗粒的密度  $\rho_p = 2000\text{kg/m}^3$ , 气体密度  $\rho = 1\text{kg/m}^3$ , 黏度  $\mu = 2 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$ , 估算在以下情况时的沉积速度:

(1)  $d_p = 0.1\text{mm}$ , 固气比  $G_s/G = 1.2$ 。

(2)  $d_p = 1\text{mm}$ , 固气比  $G_s/G = 1.2, 4, 8$ 。

解:

(1) 图 4-23 的纵坐标中

$$\left[ \frac{4g\mu(\rho_p - \rho)}{3\rho^2} \right]^{1/3} = \left[ \frac{4 \times 9.81 \times 2 \times 10^{-5} \times (2000 - 1)}{3 \times 1^2} \right]^{1/3} = 0.806\text{m/s}$$

横坐标中

$$\left[ \frac{3\mu^2}{4g\rho(\rho_p - \rho)} \right]^{1/3} = \left[ \frac{3 \times (2 \times 10^{-5})^2}{4 \times 9.81 \times 1 \times (2000 - 1)} \right]^{1/3} = 2.48 \times 10^{-5}\text{m}$$

当  $d_p = 1 \times 10^{-4}\text{m}$ , 图 4-23 的横坐标为  $1 \times 10^{-4} / 2.48 \times 10^{-5} = 4.03$ , 查得纵坐标读数为 4.5, 所以

$$u_{cs,m} = 4.5 \times 0.806 = 3.63\text{m/s}$$

同时在图 4-23 中查得该点的斜率  $n = 0$ , 此时  $B = 0.32$ , 代入式(4-40)中, 得

$$1.2 \times \frac{1}{2000} \times u_{cs} = 0.32 \times 10^{-2} \times \frac{u_{cs} - 3.63}{3.63}$$

解得

$$u_{cs} = 11.37\text{m/s}$$

(2)  $d_p = 1 \times 10^{-3}\text{m}$  时, 图 4-23 的横坐标变为  $1 \times 10^{-3} / 2.48 \times 10^{-5} = 40.3$ , 查得纵坐标读数为 7.0, 于是

$$u_{cs,m} = 7.0 \times 0.806 = 5.64\text{m/s}$$

在图 4-23 中查得该点的斜率  $n = 0.3$ , 此时  $B = 21.4 \times (0.3)^{1.5} = 3.52$ , 代入式(4-40)中可得

$$1.2 \times \left( \frac{1}{2000} \right) \times u_{cs} = 3.52 \times 10^{-2} \times \frac{u_{cs} - 5.64}{5.64}$$

解得

$$u_{cs} = 6.24\text{m/s}$$

同样可以算得

$$\text{当 } G_s/G = 4 \text{ 时, } u_{cs} = 8.3\text{m/s}$$

$$G_s/G = 8 \text{ 时, } u_{cs} = 15.9\text{m/s}$$

由计算可见, 当  $G_s/G$  增大时, 沉积速度变大, 这与前面的分析是一致的。

【例 4-5】 粒度分布为  $d_p$  在  $0.1 \sim 1\text{mm}$  的固体颗粒, 在内径为  $0.1\text{m}$  的水平管中进行稀相气力输送, 已知固气比为 1.2, 物料性质与例 4-4 相同, 试计算其沉积速度。

解: 由例 4-4 已解得当输送管径为  $6.35\text{cm}$  时, 当  $d_p = 0.1$  及  $1\text{mm}$  时,  $u_{cs,m}$  分别为

3.63 及 5.64m/s。在图 4-23 的曲线上找到横坐标分别为 4.03 及 40.3 的两点，连接此两点，找出直线的斜率  $n = 0.167$ 。选择这两个  $u_{cs,m}$  数值中较大的一个，并按式(4-39)进行校正。则对于 0.1m 直径的管子

$$\frac{u_{cs,m}}{5.64} = \left(\frac{0.1}{0.0635}\right)^{0.4}$$
$$u_{cs,m} = 6.76\text{m/s}$$

代入式(4-40)，得

$$1.2 \times \left(\frac{1}{2000}\right) \times u_{cs} = [21.4 \times (0.167)^{1.5}] \times 10^{-2} \times \frac{u_{cs} - 6.76}{6.76}$$

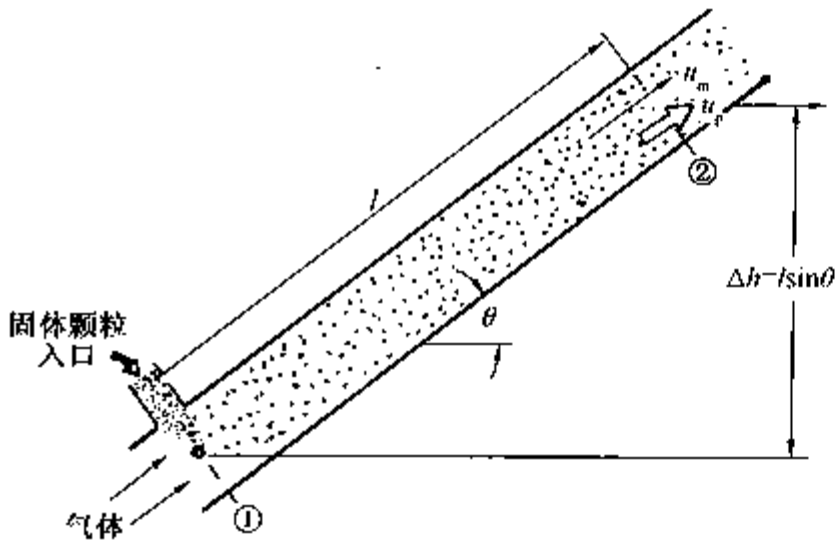


图 4-24 用于推导压降公式的简图

解得  $u_{cs} = 9.36\text{m/s}$

(三) 稀相输送的压降

稀相输送系统所用管道中两点之间的压差可由柏努利方程式求得，但由于流动的不是单相而是气固混合物，因而该式应加以修正，如图 4-24 所示。由于气流的速度很高，所以被加速的固体的动能相当大，需要加以考虑。又由于在气力输送时固体含量很小，它引起的气体速度变化和动能变化也很小，因此可以忽略不计。于是，压差由三项组成，即静压头、固体颗粒的

动能以及混合物和管壁之间的摩擦阻力。

$$p_1 - p_2 = \Delta p_h + \Delta p_a + \Delta p_f = \rho_m g (h_2 - h_1) + u_p W + \Delta p_f \tag{4-41}$$

式中  $\Delta p_h$ ——静压头引起的压降，Pa；

$\Delta p_a$ ——由于加速引起的压降，Pa；

$\Delta p_f$ ——摩擦阻力，Pa；

$W$ ——颗粒的质量流速， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；

$$W = u_p \cdot \rho_p (1 - \varepsilon) \tag{4-42}$$

$\rho_m$ ——气固混合物的密度， $\text{kg}/\text{m}^3$ 。

$$\rho_m = \rho_p (1 - \varepsilon) + \rho \varepsilon = \frac{W}{u_p} + \frac{W_g}{u_m} = \rho \varepsilon \left( \frac{W}{W_g} \frac{u_m}{u_p} + 1 \right) \tag{4-43}$$

式(4-43)中  $W_g$  为气体的质量流速， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ； $u_m$  为气体实际流速，m/s； $W/W_g$  的数值与固气比相同。

$$W_g = u_p \rho = u_m \rho \varepsilon \tag{4-44}$$

式(4-41)中的加速项也可以改写为

$$u_p W = u_p (\rho u) \left( \frac{W}{W_g} \right)$$

如果在这一段管线以后，固体颗粒速度不再增加，则对于水平流动和垂直向上流动这两种情况，其出口速度可近似认为

$$u_p \approx u_m - u_i$$

上式误差在  $\pm 20\%$  以内。

对于垂直向下流动或微细颗粒的任意方向的流动，可以近似认为

$$u_p \approx u_m = \frac{\mu}{\varepsilon} \approx u \tag{4-45}$$

如果在两个测量点上的固体颗粒都接近于它们的终端速度，则加速项可以忽略。

式(4-41)中摩擦损失一项可由下式计算

$$\Delta p_f = 2f'_p \frac{\rho_m u^2 L}{D_i} \tag{4-46}$$

式中  $\rho_m$ ——气-固混合物的密度， $\text{kg/m}^3$ ；由式(4-43)可知，当  $\frac{W}{W_g} \gg 1$  时，可写出

$$\rho_m = \frac{W}{W_g} \frac{u}{u_p} \rho \tag{4-47}$$

$D_i$ ——输送管内径，m；

$u$ ——管内空截面速度，m/s；

$f'_p$ ——摩擦系数，某些系数值可由表4-2查得。

表4-2 摩擦系数  $f'_p$  的数值

固体及其粒度	管径( $D_i$ )/m	空气速度( $u$ )/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$					
		5	10	15	20	30	40
石灰石(不同粒度, 最大到3.2mm)	水平, 51	0.020	0.017	0.004	0.0033	0.0033	0.0033
盐(76~252 $\mu\text{m}$ )	水平, 44.4	0.030	0.0065				
	垂直, 44.4	0.035	0.018	0.016			
砂(0.8~1.4mm)	水平, 44.4	0.018	0.005	0.0045			
煤(0~1mm)	水平, 25.4			0.0014	0.0011	0.0011	

将式(4-47)代入式(4-46)可得

$$\Delta p_f = 2f'_p \frac{u}{u_p} \frac{W}{W_g} \cdot \frac{L}{D_i} u^2 \rho_m \tag{4-48}$$

如果输送系统中有弯管，则会造成附加的压降。其大小与弯管曲率半径  $r_b$  与管子直径  $D_i$  的比值有关，比值越小则压降越大，弯管压降  $\Delta p_b$  可按下式计算：

$$\Delta p_b = 2f_b \rho_m u^2 \tag{4-49}$$

式中  $f_b$  为弯管的摩擦系数，其值如下：

$r_b/D_i$	2	4	$\geq 6$
$f_b$	0.375	0.188	0.125

曲率半径小时会引起较大的压降，并可能引起管壁的严重磨蚀和固体颗粒的磨损。所以在输送系统中应当采用大曲率半径的弯管。

【例4-6】 将固体颗粒在一根内径为10cm，长10m的水平管中进行气力输送，管内固体颗粒悬浮良好，并随气流运动。试求输送的压降。已知  $d_p = 0.02\text{cm}$ ， $\rho_p = 2000\text{kg/m}^3$ ， $u_t = 1.3\text{m/s}$ ； $\rho = 1\text{kg/m}^3$ ， $\mu = 2 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$ ， $u = 20\text{m/s}$ ； $\frac{W}{W_g} = 10$ ， $f'_p$ 可取为0.0011。

解：由于  $\frac{W}{W_g} \gg 1$ ，可由式(4-47)近似计算  $\rho_m$ 。

$$\rho_m = \frac{W}{W_g} \frac{u}{u_p} \rho = 10 \times \frac{20}{20 - 1.3} \times 1 = 10.7\text{kg/m}^3$$

因为是水平管，不必考虑静压头而引起的压差；又由于在管线内颗粒速度没有变化，故不计加速这一项，于是式(4-41)中只剩下摩擦阻力这一项。由式(4-46)得：

$$\Delta p_f = 2f_p \frac{\rho_m u^2 L}{D_i} = 2 \times 0.0011 \times \frac{10.7 \times 20^2 \times 10}{0.1} = 942 \text{ Pa}$$

即

$$p_1 - p_2 = \Delta p_f = 942 \text{ Pa}$$

【例4-7】若上题中的管子是垂直的，且被向上输送的固体颗粒在该10m长的管段下端加入，其他条件相同，试求压降，并将此值与空隙率 $\varepsilon = 0.5$ 的密相流态化混合物的相应压降进行比较。

解：由于是垂直输送，又有固体颗粒加入，因此静压头和固体颗粒的加速都必须考虑到。

由加速产生的压降：

$$\Delta p_a = u_p W = u_p u \rho \left( \frac{W}{W_G} \right) = (20 - 1.3) \times 20 \times 1 \times 10 = 3740 \text{ Pa}$$

由静压头产生的压降：

$$\Delta p_h = \rho_m g (h_2 - h_1) = 10.7 \times 9.81 \times 10 = 1050 \text{ Pa}$$

从例4-6已知  $\Delta p_f = 942 \text{ Pa}$

所以

$$p_1 - p_2 = \Delta p_h + \Delta p_a + \Delta p_f = 1050 + 3740 + 942 = 5732 \text{ Pa}$$

对于密相流态化混合物，通过管子的压降主要由于静压头所引起。

$$p_1 - p_2 = \rho_m g \Delta h = \rho_p (1 - \varepsilon) g \Delta h = 2000 \times (1 - 0.5) \times 9.81 \times 10 = 98100 \text{ Pa} = 98.1 \text{ kPa}$$

这个数值大约是稀相输送的17倍。

#### 四、流化装置中的压力平衡

要想使气体及固体在流化装置中按照预定的方向作稳定的流动，不发生倒窜等反常现象，保证装置中各设备间的压力平衡具有非常重要的意义。以流化床催化裂化装置为例。当设计中各设备的相对位置及压力已定时，能否保证一定的催化剂的循环量，对正常生产是至为重要的。下面用例4-8来说明如何计算。

【例4-8】某提升管催化裂化装置年处理量为12万吨，其工艺设计计算的部分数据如下所示：

提升管总进料量	$32 \times 10^3 \text{ kg/h}$
预提升蒸汽量	$600 \text{ kg/h}$
带人提升管烟气量	$150 \text{ kg/h}$
催化剂循环量	$150 \times 10^3 \text{ kg/h}$
再生器顶部压力(表压)	$121.6 \text{ kPa}$
沉降器顶部压力(表压)	$109.9 \text{ kPa}$
提升管内径	$0.5 \text{ m}$
再生斜管内径	$0.3 \text{ m}$
提升管入口速度	$4.5 \text{ m/s}$
提升管出口速度	$8.0 \text{ m/s}$
预提升段速度	$1.6 \text{ m/s}$

提升管入口油气流率  $3170\text{m}^3/\text{h}$

提升管出口油气流率  $5650\text{m}^3/\text{h}$

预提升段气体流率  $1132\text{m}^3/\text{h}$

其他数据见图 4-25。试作再生剂循环路线的压力平衡计算。

解:

### 1. 推动力部分的计算

#### (1) 再生器顶部压力 $p_{\text{再}}$

$$p_{\text{再}} = (121.6 + 101.3) \times 10^3 = 2.229 \times 10^5 \text{Pa}$$

#### (2) 再生器稀相段静压 $\Delta p_1$

$$\begin{aligned}\Delta p_1 &= \rho g \Delta h = 15 \times 9.81 \times (28.446 - 16.770) \\ &= 1718 \text{Pa}\end{aligned}$$

#### (3) 淹流管以上密相床层静压 $\Delta p_2$

$$\begin{aligned}\Delta p_2 &= \rho g \Delta h = 250 \times 9.81 \times (16.770 - 15.759) \\ &= 2479 \text{Pa}\end{aligned}$$

#### (4) 滑阀以上淹流管及斜管静压 $\Delta p_3$

再生催化剂循环路线的斜管上有两个滑阀，上滑阀全开，下滑阀用作调节。

$$\Delta p_3 = \rho g \Delta h = 300 \times 9.81 \times (15.759 - 4.88) = 3.2 \times 10^4 \text{Pa}$$

#### (5) 调节滑阀以下斜管静压 $\Delta p_4$

$$\Delta p_4 = \rho g \Delta h = 200 \times 9.81 \times (4.88 - 3.63) = 2453 \text{Pa}$$

总推动力

$$\begin{aligned}\Delta p_{\text{A}} &= p_{\text{再}} + \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 + \Delta p_4 \\ &= 2.229 \times 10^5 + 1781 + 2479 + 3.2 \times 10^4 + 2453 \\ &= 2.616 \times 10^5 \text{Pa}\end{aligned}$$

### 2. 阻力部分的计算

#### (1) 沉降器顶部压力 $p_{\text{沉}}$

$$p_{\text{沉}} = (109.9 + 101.3) \times 10^3 = 2.112 \times 10^5 \text{Pa}$$

#### (2) 沉降器稀相段静压 $\Delta p'_1$

$$\Delta p'_1 = \rho g \Delta h = 10 \times 9.81 \times (35.255 - 28) = 712 \text{Pa}$$

#### (3) 提升管进料口以上静压 $\Delta p'_2$

采用对数平均方法求提升管内平均油气体积流量及油气速度。

$$V_{\text{均}} = \frac{5650 - 3170}{\ln \frac{5650}{3170}} = 4290 \text{m}^3/\text{h}$$

$$\rho'_m \approx \frac{(150 + 32) \times 10^3}{4290} = 42.4 \text{kg/m}^3$$

$$u = \frac{8 - 4.5}{\ln \frac{8}{4.5}} = 6.08 \text{m/s}$$

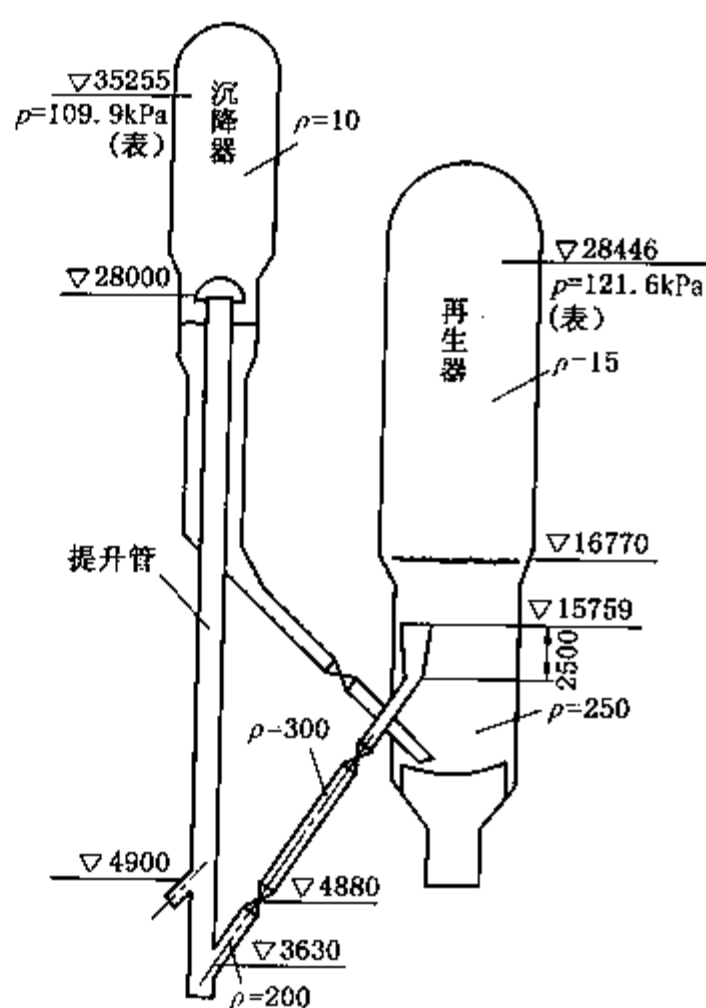


图 4-25 例 4-8 沉降器与再生器立面图



由图 4-20 查得滑落系数为 1.17

$$\rho_m = 42.4 \times 1.17 = 49.6 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta p'_2 = \rho g \Delta h = 49.6 \times 9.81 \times (28 - 4.9) = 11240 \text{ Pa}$$

(4) 预提升段静压  $\Delta p'_3$

$$\rho'_m \approx \frac{150 \times 10^3 + 600 + 150}{1132} = 133 \text{ kg/m}^3$$

将图 4-20 中曲线延长, 由预提升段气体速度 1.6 m/s, 可以查得滑落系数约为 1.5。

$$\rho_m = 1.5 \times 133 = 200 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta p'_3 = \rho g \Delta h = 200 \times 9.81 \times (4.9 - 3.63) = 2492 \text{ kg/m}^3$$

(5) 再生斜管摩擦阻力  $\Delta p'_n$

在计算再生斜管静压  $\Delta p_3$  和  $\Delta p_4$  时采用的密度是视密度, 因此在  $\Delta p_3$  和  $\Delta p_4$  中实际上已包含了再生斜管的摩擦阻力, 故不必再单独计算再生斜管的摩擦阻力。

(6) 提升管直管段摩擦阻力  $\Delta p_{f2}$

由式(4-35), 可得

$$\Delta p_{f2} = 7.7 \times 10^{-3} \frac{\rho_m u_m^2 L}{D_i} = 7.7 \times 10^{-3} \times 42.4 \times (6.08)^2 \times \frac{28 - 4.9}{0.5} = 558 \text{ Pa}$$

(7) 由于加速催化剂引起的压降  $\Delta p_a$

由式(4-41)可知:

$$\Delta p_a = u_p W$$

式中

$$W = \frac{150 \times 10^3 + 32 \times 10^3}{\frac{\pi}{4} \times (0.5)^2 \times 3600} = 258 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$u_p$  为颗粒速度, 由于催化剂颗粒很细,  $u_i$  很小, 故可近似认为  $u_p \approx u_m$

$$\Delta p_a = 8 \times 258 = 2064 \text{ Pa}$$

(8) 由于出口伞帽处转向及出口损失引起的压降  $\Delta p_{f3}$

$$\Delta p_{f3} = \frac{1.25 \times 2 + 1}{2} \times 8^2 \times 42.4 = 4070 \text{ Pa}$$

(9) 预提升段摩擦压降  $\Delta p_{f4}$

$$\begin{aligned} \Delta p_{f4} &= 7.7 \times 10^{-3} \times \frac{L}{D_i} \rho_m u_m^2 \\ &= 7.7 \times 10^{-3} \times \frac{(4.9 - 3.36)}{0.5} \times 133 \times (1.6)^2 = 7 \text{ Pa} \end{aligned}$$

于是总阻力

$$\begin{aligned} \Delta p_B &= 2.112 \times 10^5 + 712 + 11240 + 2492 + 558 + 2064 + 4070 + 7 \\ &= 2.323 \times 10^5 \text{ Pa} \end{aligned}$$

因此再生滑阀的压降:

$$\Delta p_{\text{滑}} = 2.616 \times 10^5 - 2.323 \times 10^5 = 2.93 \times 10^4 \text{ Pa}$$

一般要求滑阀的压降为  $1.96 \times 10^4 \sim 3.92 \times 10^4 \text{ Pa}$ , 因此计算结果是合理的。

## 符 号 说 明

### 英文字母

$A$ ——床层空截面积,  $\text{m}^2$ ;  
 $B$ ——式(4-38)中的系数;  
 $C_{mf}$ ——最小流化系数;  
 $D_b$ ——流化床直径,  $\text{m}$ ;  
 $D_t$ ——输送管直径,  $\text{m}$ ;  
 $d_p$ ——固体颗粒直径,  $\text{m}$ ;  
 $F_r$ ——弗鲁德准数;  
 $f_c$ ——校正因子;  
 $f_p$ ——摩擦系数;  
 $G$ ——气体的质量流量,  $\text{kg/s}$ ;  
 $G_s$ ——固体颗粒加料速率,  $\text{kg/s}$ ;  
 $g$ ——重力加速度,  $\text{m/s}^2$ ;  
 $\Delta h$ ——两点间的位差,  $\text{m}$ ;  
 $h_f$ ——摩擦阻力,  $\text{m}^2/\text{s}^2$ ;  
 $L$ ——床高或管长,  $\text{m}$ ;  
 $m$ ——床层颗粒总质量,  $\text{kg}$ ;  
 $n$ ——式(4-16)的指数;  
 $\Delta p$ ——压差或压降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_a$ ——由于颗粒被加速而引起的压降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_b$ ——弯管压降,  $\text{Pa}$ ;  
 $\Delta p_f$ ——因摩擦损失产生的压降,  $\text{Pa}$ ;

$\Delta p_h$ ——因静压头而引起的压降,  $\text{Pa}$ ;  
 $R$ ——固气比或膨胀比;  
 $Re$ ——雷诺准数;  
 $u$ ——空截面气速,  $\text{m/s}$ ;  
 $u_{cs}$ ——沉积速度,  $\text{m/s}$ ;  
 $u_m$ ——实际气速,  $\text{m/s}$ ;  
 $u_{mf}$ ——临界流化速度,  $\text{m/s}$ ;  
 $u_p$ ——固体颗粒速度,  $\text{m/s}$ ;  
 $u_t$ ——带出速度,  $\text{m/s}$ ;  
 $V$ ——体积流率,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  
 $W$ ——固体质量流速,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;  
 $W_g$ ——气体的质量流速,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;  
 $z$ ——位高,  $\text{m}$ 。

### 希腊字母

$\varepsilon$ ——空隙率;  
 $\xi$ ——局部阻力系数;  
 $\mu$ ——黏度,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ;  
 $\rho'$ ——松密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\rho'_m$ ——视密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\rho_m$ ——气-固混合物密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\rho_p$ ——固体颗粒密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\varphi$ ——滑落系数。

## 参 考 文 献

- [1] 天津大学编. 化工原理(上册). 第二版. 天津: 天津科学技术出版社, 1987
- [2] Matheson G L, et al. Ind Eng Chem, 1949, 41: 1099 ~ 1104
- [3] M. 李伐编. 郭天民等译. 流态化. 北京: 科学出版社, 1963
- [4] 林世雄等编. 石油炼制工程(下册). 第二版. 北京: 石油工业出版社, 1988
- [5] J·F·戴维森, D·哈里森编. 中国科学院化工冶金研究所等译. 流态化. 北京: 科学出版社, 1981
- [6] 谭天恩等编. 化工原理(下册). 北京: 化学工业出版社, 1988
- [7] Launeau K P. Trans Inst Chem Eng, 1960, 38: 125
- [8] Yerushalmi J, et al. Ind Eng Chem, Proc Des Devel., 1976, 15: 47
- [9] 国井大藏等编. 华东石油学院等译. 流态化工程. 北京: 石油化学工业出版社, 1977
- [10] Zenz F A. Ind Eng Chem, Fundamentals, 1964, 3: 65

## 习 题

1. 在内径为 1.2m 的丙烯腈流化床反应器中, 堆放了 3.62t 磷钼酸铋催化剂, 其颗粒密度为  $1100\text{kg}/\text{m}^3$ , 堆积高度为 5m, 流化后床层高度为 10m。试求:

- (1) 固定床空隙率;
- (2) 流化床空隙率;
- (3) 流化床的压降。

2. 流化床干燥器中颗粒的直径为  $0.5\text{mm}$ ，密度为  $1400\text{kg/m}^3$ ，静止床高为  $0.3\text{m}$ 。热空气在床中的平均温度为  $200^\circ\text{C}$ ，试求流化床的压降及起始流化速度。空气可假设为常压下的干空气，颗粒视为球形， $\varepsilon_{mf}$  可取为  $0.4$ 。

3. 某气-固流化床反应器在  $623\text{K}$ 、压强  $152\text{kPa}$  条件下操作，此时气体的黏度  $\mu = 3.13 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$ ，密度  $\rho = 0.85\text{kg/m}^3$ ，催化剂颗粒直径为  $0.45\text{mm}$ ，密度为  $1200\text{kg/m}^3$ 。为确定其起始流化速度，现用该催化剂颗粒及  $30^\circ\text{C}$  的空气进行流化实验，测得起始流化速度为  $0.049\text{m/s}$ ，求操作状态下的起始流化速度。 $30^\circ\text{C}$  下空气的黏度和密度分别为  $1.86 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$  和  $1.17\text{kg/m}^3$ 。

4. 平均直径为  $0.2\text{mm}$  的催化剂颗粒，在  $200^\circ\text{C}$  的气流中流化，气体的物理性质可以近似地视为与空气相同。颗粒的特性如下：

密度	$\rho_p = 1500\text{kg/m}^3$
球形度	$\psi = 0.8$
固定床空隙率	$\varepsilon = 0.45$
开始流化时空隙率	$\varepsilon_{mf} = 0.48$

操作气速取为  $0.15\text{mm}$  直径的颗粒带出速度的  $0.4$  倍，已估计出此时流化床的空隙率  $\varepsilon_t = 0.65$ ，试求：

- (1) 起始流化速度;
- (2) 操作气流速度;
- (3) 流化数;
- (4) 操作气速下每米流化床的压降;
- (5) 膨胀比。

5. 大小均匀的球形颗粒由气体携带以  $G_s/G = 4$  的比例通过一根  $D_t = 0.1\text{m}$  的水平管子，颗粒的直径为  $0.8\text{mm}$ ，密度  $\rho_p = 2000\text{kg/m}^3$ ，气体的密度  $\rho = 1\text{kg/m}^3$ ，黏度  $\mu = 2 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。计算沉积速度。

6. 混合颗粒的粒径在  $0.06 \sim 1\text{mm}$  之间，在一根  $D_t = 0.12\text{m}$  的水平管中以  $G_s/G = 4$  的固气比进行气力输送。气体及固体的性质与上题相同，试计算其沉积速度。

7. 粒径为  $0.1\text{mm}$  的均匀球形颗粒以  $G_s/G = 30$  的固气比垂直接流动，固体密度  $\rho_p = 2500\text{kg/m}^3$ ，颗粒  $u_t' = 1\text{m/s}$ ，气体密度  $\rho = 0.8\text{kg/m}^3$ 。计算噎塞速度。

8. 粒径为  $0.1\text{mm}$  的球形颗粒在一根内径为  $0.15\text{m}$ 、长  $100\text{m}$  的水平管中进行气力输送，已知  $\rho_p = 2500\text{kg/m}^3$ ， $u_t = 1\text{m/s}$ ， $\rho = 1\text{kg/m}^3$ ， $\mu = 2 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$ ， $u = 25\text{m/s}$ ， $G_s/G = 15$ ，试求通过该管的压降。

9.  $d_p = 200\mu\text{m}$  的球形固体颗粒在直径  $D_t = 0.1\text{m}$  的垂直管中进行气力输送，计算颗粒向上输送和向下输送时  $15\text{m}$  长管线的压差。向上输送时，假定固体颗粒正好在低测压点之上进入管内；向下输送时正好在高测压点之下进入。已知  $\rho_p = 2000\text{kg/m}^3$ ， $u = 15\text{m/s}$ ， $G_s/G = 20$ ， $u_t = 1.3\text{m/s}$ ， $\rho = 1\text{kg/m}^3$ ， $\mu = 2 \times 10^{-5}\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

# 第五章 传 热

在石油化工厂中，经常要遇到对原料和产品进行加热、冷却(包括蒸发、冷凝、沸腾等)以及避免热损失即绝热、保温等问题。热量由高温物体向低温物体的传递过程，统称为传热过程。在工业上实现传热过程的设备称为换热器。换热器不仅为工艺要求所必需，同时在回收热量以节约能源及安全生产等方面都是必不可少的重要设备。

任何热量传递过程都是通过导热、对流及辐射三种方式实现的。本章着重讨论换热器中的两种传热方式：导热与对流传热，而辐射传热将在第七章中详述。

## (一) 传热过程中冷热流体的接触方式

化工中的传热过程，常常是在冷流体与热流体之间进行的。冷、热流体有三种基本的接触方式：直接混合式、间壁式及蓄热式。不同的接触方式，换热设备内的传热机理显著不同。

### 1. 直接接触式

冷热流体直接混合进行热量交换。当工艺上允许冷、热流体进行直接接触时，这种方式是最为方便，有效的，设备也很简单。例如，炼油厂、热电厂中的凉水塔就是一例，在其内，热循环水与冷空气直接接触而使水得到冷却。此外，这种方式还用于气体的除尘、增湿、冷却及蒸气的冷凝等场合。

### 2. 间壁式

一般情况下，工业上进行换热的两种流体，不允许直接混合，因而要通过设备壁将它们隔开进行传热，称为间壁式。这是石油化工厂中应用最普遍的传热方式，传热过程中，热量依次由热流体→壁的一侧→壁的另一侧→冷流体。

### 3. 蓄热式

冷热流体并不接触，而是通过媒介——蓄热器进行换热。蓄热器是由蓄热室及填充于其内、热容量较大的填料(如耐火砖)构成，热流体与冷流体交替通过蓄热器时，热流体所吸收的热量便传递给了冷流体。在传热过程中，蓄热器及流体的温度均随时间而变化，所以属于间歇式的不稳定的传热过程。蓄热式换热器由于结构简单且耐高温，因此，常用在重质油高温裂解制取低分子烃的工艺上。

本章将讨论在炼油及化工厂使用最广泛的间壁换热器中的传热过程。

## (二) 传热速率 $Q$ 与热通量 $q$

工程上把单位时间内通过某一传热面、热流体传递给冷流体的热量称为传热速率，以符号  $Q$  表示，其单位是  $\text{J/s}$  或  $\text{W}$ ；而把单位时间通过单位传热面积所传递的热量称为热通量或热流密度，以符号  $q$  表示。

$$q = \frac{dQ}{dA} \quad (5-1)$$

式中  $A$ ——传热面积， $\text{m}^2$ 。

因此，热通量的单位应为  $\text{J}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$  或  $\text{W}/\text{m}^2$ 。

## (三) 稳定传热与不稳定传热

在传热过程中，如果传热系统中各处的温度只随位置而变，而不随时间而变，则称此过

程为稳定传热。例如连续生产装置内的换热器中的传递过程都属此列。在稳定传热过程中，传热速率  $Q$  也不随时间而变，是一恒量。若生产过程为间歇性的，例如蓄热室内的传热过程，室内各处温度及各有关物理量(如  $Q$ ， $q$  等)均随时间而变，则称为不稳定传热过程。对此类过程，为求某一时间间隔为( $\theta_1$  至  $\theta_2$ )所传递的热量  $Q_1$ ，则需找出  $Q$  或  $q$  随时间变化的规律，然后进行积分：

$$Q_1 = \int_{\theta_1}^{\theta_2} Q d\theta = A \int_{\theta_1}^{\theta_2} q d\theta$$

(5 - 2)

本章主要讨论稳定传热过程。

第一节 导 热

导热的特点是依靠分子运动来传递热量，分子运动的形式与物体内部的分子状态有关。在固体内部，导热是由相邻分子的碰撞，传递了振动能而引起；在液体内，热量的传递是靠弹性波的作用；而在气体中则是依靠分子不规则的热运动传递了动能而进行导热的。由于气体分子间的距离较大，故气体以导热方式进行热量的传递是很有限的。此外，导热还可以因自由电子的移动而发生，这一方式对金属特别重要，这也是金属的导热能力最强的原因。

一、导热速率方程——傅立叶定律

(一) 温度场与温度梯度

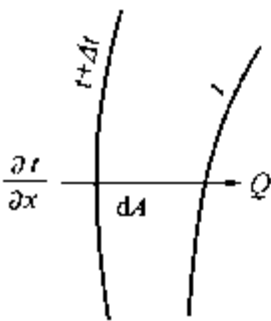
物体内部任一点的温度是该点位置和时间的函数，以数学式表示如下：

$$T = f(x, y, z, \theta)$$

(5 - 3)

式中  $T$ ——该点的温度；  
 $x, y, z$ ——该点在空间的坐标；  
 $\theta$ ——时间。

任一时刻，物体各点的温度分布情况，称为温度场，式(5 - 3)即为温度场的数学表达式。对稳定导热过程，物体各点温度均不随时间而改变，故温度场的表达式变为：



$$T = f(x, y, z)$$

(5 - 3a)

在某些情况下，温度仅沿一个坐标方向而变，称为一维稳定导热，其温度场表示为：

$$T = f(x)$$

(5 - 3b)

图5 - 1 等温面与温度梯度 如图5 - 1，若把物体内有具有相同温度的点连成一个曲面，称为等温面。显然在等温面上没有热量的传递。各个等温面具有不同的温度，在等温面之间存在温度差。若以  $\Delta t$  及  $\Delta x$  分别表示两等温面的温差及其垂直距离，则当  $\Delta x$  趋向于无穷小时， $\Delta t$  与  $\Delta x$  比值的极限，称之为温度梯度。即

$$\text{温度梯度} = \lim_{\Delta x \rightarrow 0} \frac{\Delta t}{\Delta x} = \frac{\partial t}{\partial x}$$

(5 - 4)

对一维稳定导热，有：

$$\text{温度梯度} = \frac{dt}{dx}$$

(5 - 4a)

温度梯度是沿等温面法向方向的一个向量，温度增加的方向为正方向，其单位是 K/m。

应指出，热量传递的方向永远是与温度降低的方向一致的，即由高温区向低温区传递，正好与温度梯度的正方向相反。

(二) 傅立叶(Fourier)定律

对导热的研究表明：导热速率与物体内的温度梯度及导热面积成正比，可表示为：

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dA \tag{5-5}$$

或  $q = \frac{dQ}{dA} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} \tag{5-5a}$

式中  $Q$ ——导热速率，W；  
 $A$ ——导热面积， $m^2$ ；  
 $\lambda$ ——比例系数，称为导热系数， $W/(m \cdot K)$ 。

式(5-5)称为傅立叶定律或导热基本方程，式中的负号表示热传递的方向与温度梯度的方向相反。

二、导热系数

导热系数是物质的物理性质之一，其物理意义是单位温度梯度(1K/m)时的导热通量( $W/m^2$ )，故其数值的大小，表示物质导热性能的强弱，并与物质的组成、结构、密度、温度、压强有关。导热系数一般由实验方法求得。不同物质的导热系数值差别很大，一般是金属的导热系数最大，非金属固体及液体次之，而气体的导热系数最小。

(一) 固体的导热系数

固体物料的导热系数值范围很宽，例如，金属材料： $\lambda = 10 \sim 400 W/(m \cdot K)$ ；建筑材料： $\lambda = 0.5 \sim 3.0 W/(m \cdot K)$ ；绝热材料： $\lambda = 0.02 \sim 0.2 W/(m \cdot K)$ 。可见，在所有固体物料中，金属是最好的导热体；而纯金属的导热系数又远大于含杂质的同种合金。例如，在常温下，普通碳钢的导热系数约为  $45 W/(m \cdot K)$ ，而不锈钢(合金)却仅为  $16 W/(m \cdot K)$ 。建筑材料及绝热材料的导热系数与其组成、湿度、结构、空隙度有关。纤维状物料在不同方向上的导热性能差别很大。

大多数质地均匀的固体，其导热系数与温度近似成线性关系，可用下式表示：

$$\lambda_t = \lambda_0(1 + at) \tag{5-6}$$

式中  $\lambda_t, \lambda_0$ ——分别为固体物料在  $t^\circ C$  及  $0^\circ C$  时的导热系数， $W/(m \cdot K)$ ；  
 $a$ ——温度系数， $1/^\circ C$ ；对绝热材料为正值，对大多数金属为负值。

导热计算中，导热系数通常取两壁面温度  $t_1$  及  $t_2$  下的平均值，如：

$$\lambda_m = \frac{\lambda_1 + \lambda_2}{2} \tag{5-7}$$

式中  $\lambda_1, \lambda_2$  分别为固体在  $t_1$  及  $t_2$  温度下的导热系数。

表5-1 给出了某些固体材料在一定温度下的导热系数值。

(二) 液体的导热系数

非金属液体的导热系数其数量级一般在  $10^{-1} W/(m \cdot K)$  的范围内，但以水为最大( $20^\circ C$  下水的  $\lambda = 0.6 W/(m \cdot K)$ )。除水与甘油外，液体的导热系数均随温度升高而减少(见



图 5-2)；溶液的导热系数较纯溶剂的数值低，常用液体的导热系数见表 5-2。液相石油产品的导热系数随温度的变化关系可由克莱格实验公式算得：

$$\lambda = \frac{0.1172}{d_{15}}(1 - 0.00054t)$$

(5-8)

式中  $d_{15}$ ——油品在 15℃ 时的相对密度；  
 $t$ ——温度，℃。

二元非极性液态混合物的导热系数可由下式估计：

$$\lambda_m = x_1\lambda_1 + x_2\lambda_2 - 0.72(\lambda_2 - \lambda_1)x_1x_2$$

(5-9)

式中 下标 1, 2——组分 1 和组分 2，且有  $\lambda_2 > \lambda_1$ ；  
 $x$ ——组分的摩尔分率。

(三) 气体的导热系数

气体的导热能力很低，如静止空气在 0℃ 下的导热系数仅为 0.024 W/(m·K)。由此可见，空气层是一种良好的绝热材料，这就是多孔性物料的导热系数较小的原因。常压下，气体的导热系数随温度升高而增加(见图 5-3)。一般情况下，大多数气体的导热系数与压强无关。

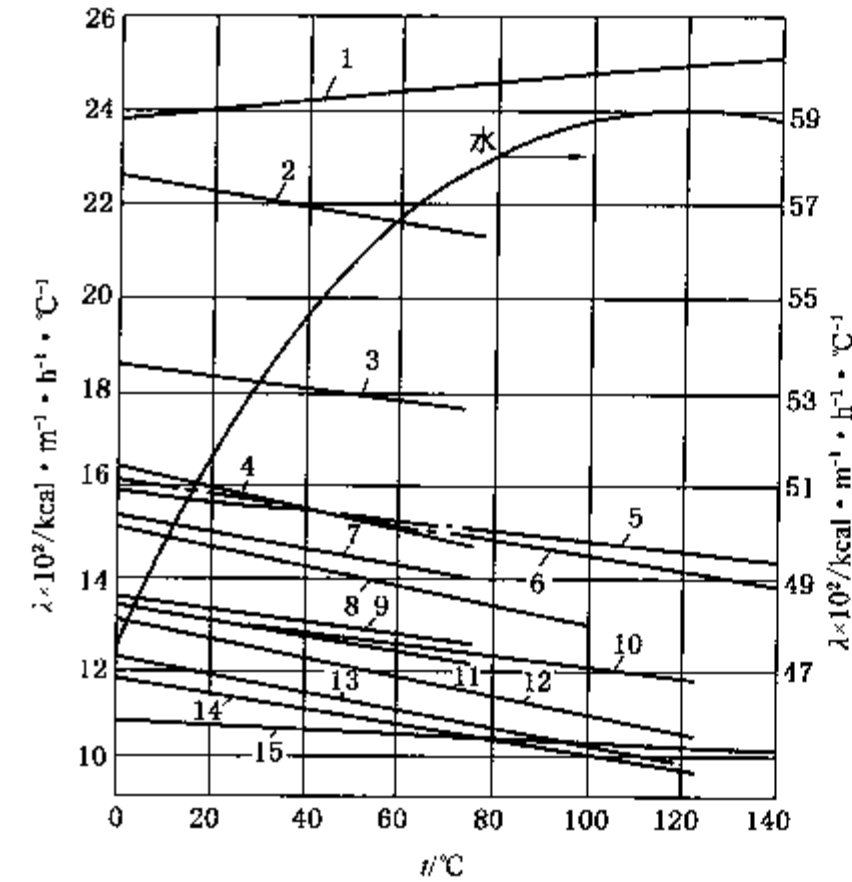


图 5-2 液体导热系数随温度的变化

1—无水甘油；2—蚁酸；3—甲醇；4—乙醇；5—蓖麻油；  
6—苯胺；7—醋酸；8—丙酮；9—丁醇；10—硝基苯；11—  
异丙醇；12—苯；13—甲苯；14—二甲苯；15—凡士林；  
16—水(用右面的比例尺)

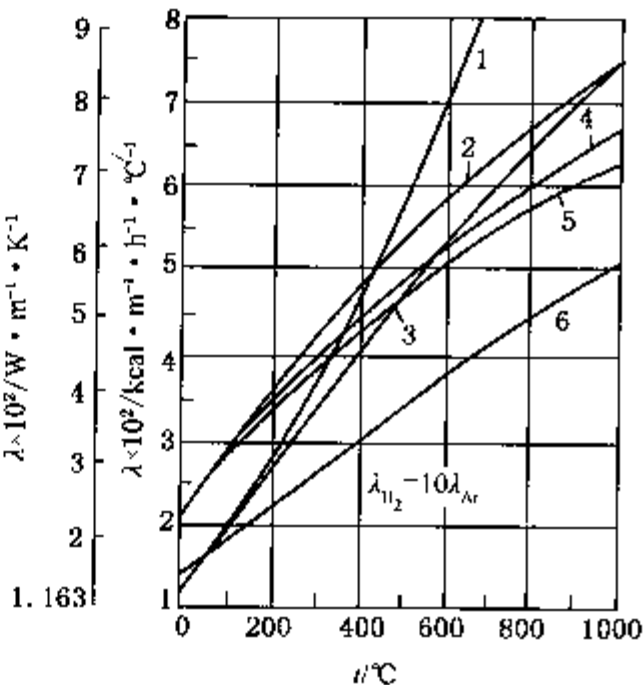


图 5-3 气体的导热系数随温度的变化

1—水蒸气；2—氧；3—二氧化碳；  
4—空气；5—氮；6—氩

气体的导热系数一般由实验法测定，特别是混合气体，其导热系数不能用加和法求取。低压气体混合物的导热系数可用下式估计：

$$\lambda_m = \frac{\sum_i (x_i \lambda_i M_i^{1/3})}{\sum_i (x_i M_i^{1/3})}$$

(5-10)

式中  $x_i$ ,  $M_i$ ,  $\lambda_i$  分别为  $i$  组分的摩尔分率、相对分子质量及导热系数。在  $0 \sim 80^\circ\text{C}$  范围内, 式(5-10)的误差在 10% 以下。

常见气体的导热系数见表 5-3。

表 5-1 常用固体材料的导热系数

固体(金属)	温 度/ ℃	导热系数/ $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$	固体(非金属)	温 度/ ℃	导热系数/ $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$
银	0	418	石棉板	50	0.17
铜(纯)	0	387	石 棉	0	0.16
肯 铜	—	189	石 棉	100	0.19
海军铜	30	113	石 棉	200	0.21
黄 铜	80	93	高铝砖	430	3.1
紫 铜	55	65	建筑砖	20	0.69
铝	300	230	耐火砖	1000	1.48
锡	18	94	棉 毛	30	0.05
镍	100	57	玻 璃	30	1.09
钽	18	55	云 母	50	0.43
铅	100	33	锯 屑	20	0.052
熟 铁	18	61	软 木	30	0.043
铸 铁	53	48	玻璃纤维	—	0.041
钢(1%C)	18	45	85%氧化镁	—	0.070
不锈钢	20	16	石 墨	0	151

表 5-2 常用液体的导热系数

液 体	温 度/ ℃	导热系数/ $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$	液 体	温 度/ ℃	导热系数/ $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$
水	30	0.62	氧化钙水溶液(30%)	30	0.55
水	60	0.66	醋酸(50%)	20	0.35
甘油-水(60%)	20	0.38	乙醇(80%)	20	0.24
甘油-水(40%)	20	0.45	丙 酮	30	0.17
汞	28	8.36	苯 胺	0~20	0.17
硫酸(90%)	30	0.36	苯	30	0.16
硫酸(60%)	30	0.43	正庚烷	30	0.14

表 5-3 常用气体的导热系数

气 体	温 度/ ℃	导热系数/ $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$	气 体	温 度/ ℃	导热系数/ $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$
$\text{H}_2$	0	0.17	$\text{N}_2$	0	0.024
$\text{CO}_2$	0	0.015	$\text{O}_2$	0	0.024
空 气	0	0.024	$\text{CH}_4$	0	0.029
空 气	100	0.031	$\text{C}_2\text{H}_4$	0	0.017
水蒸气	0	0.025	$\text{C}_2\text{H}_6$	0	0.018

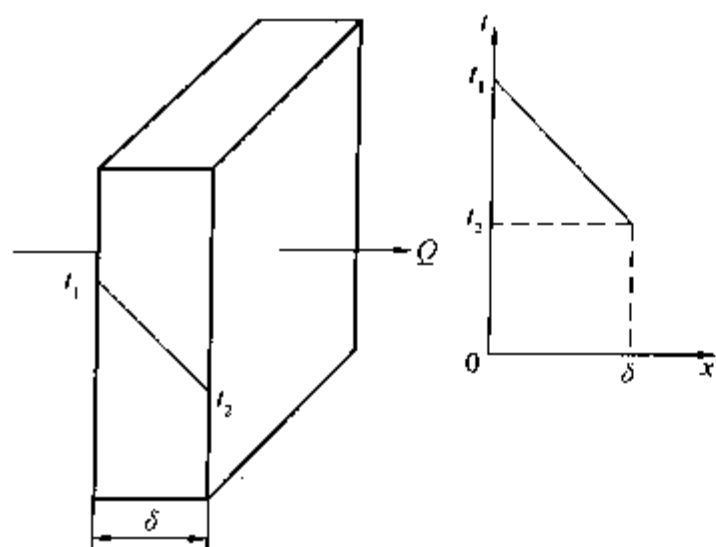


图 5-4 平壁导热

### 三、通过平壁的稳定导热

石油化工厂中通过立式或箱式加热炉炉墙的导热就属于此类。

#### (一) 通过单层平壁的稳定导热

##### 1. 导热速率

如图 5-4，设有一厚度为  $\delta$  的平面壁，其高度与宽度均比厚度大得多，壁的两表面温度分别为  $t_1$  及  $t_2$ ，且有  $t_1 > t_2$ ，并不随时间而改变。壁内导热的方向垂直于壁面，与厚度 ( $x$  轴) 方向一致。显然，上述是一维稳定导热，所有的等温面均垂

直于  $x$  轴。若在与壁面 1 的距离为  $x$  之处取一厚度为  $dx$  的薄层分析，由傅立叶定律，通过这一薄层的导热通量为：

$$q = -\lambda \frac{dt}{dx}$$

$$\text{即：} \quad dt = -\frac{q}{\lambda} dx \quad (5-11)$$

对式 (5-11) 进行积分，积分限  $t$  为  $t_1 \rightarrow t_2$ ， $x$  为  $0 \rightarrow \delta$ ，由于是平壁稳定导热， $q$  不随  $x$  而变；且  $\lambda$  可取一平均值代入，并视为常数，则有：

$$q = \frac{\lambda}{\delta} (t_1 - t_2) = \frac{\lambda \cdot \Delta t}{\delta} \quad (5-12)$$

$$Q = qA = \frac{\lambda A}{\delta} (t_1 - t_2) \quad (5-12a)$$

上式为单层平壁导热速率方程。从方程可见，导热速率与两壁面的温差  $\Delta t$  及壁表面积  $A$  成正比，而与壁的厚度  $\delta$  成反比。若用速率方程的一般形式表示：

$$\text{速率} = \frac{\text{推动力}}{\text{阻力}}$$

于是：

$$\text{导热速率 } Q = \frac{\text{推动力}}{\text{导热阻力}} = \frac{\Delta t}{\left(\frac{\delta}{\lambda A}\right)} \quad (5-13)$$

可见，导热的推动力是两壁的温度差  $\Delta t$ ，而  $\left(\frac{\delta}{\lambda A}\right)$  则代表导热阻力，以  $R$  表示。

上式表明，若导热速率为一定值，热阻  $R$  越大，则其温差也越大。例如，当某一炉墙的热损失一定时，绝热良好的保温层的热阻较大，则其两侧的温差也较大。

##### 2. 壁内温度分布

若将积分限改为  $x: 0 \rightarrow x$ ， $t: t_1 \rightarrow t_x$ ，对式 (5-11) 进行积分可得：

$$t_x = t_1 - \frac{t_1 - t_2}{\delta} \cdot x \quad (5-14)$$

式中： $(t_1 - t_2)/\delta$  为常量。故式 (5-14) 为  $t_x \sim x$  的一直线方程。因此，当导热系数为常数时，单层平壁内的温度随厚度呈直线变化。实际上，导热系数是随温度变化的，所以严格说

来，温度分布线并不是直线。

(二) 通过多层平壁的稳定导热

在化工装置中，多层平壁导热也是经常遇到的。例如热量通过加热炉的炉墙(复合壁)向外散失的导热等。

以三层平壁的一级稳定导热为例说明之。

假定三层壁的导热系数分别为  $\lambda_1$ 、 $\lambda_2$  和  $\lambda_3$ ，且均为常数，各层厚度分别为  $\delta_1$ 、 $\delta_2$  和  $\delta_3$ ，各相邻层之间接触紧密，两接触面温度相等，各壁面温度分别为  $t_1$ 、 $t_2$ 、 $t_3$  和  $t_4$ ，如图5-5所示。对稳定导热，各层壁内无热量积累，故根据式(5-12a)有：

$$Q = \frac{t_1 - t_2}{\left(\frac{\delta_1}{\lambda_1 A}\right)} = \frac{t_2 - t_3}{\left(\frac{\delta_2}{\lambda_2 A}\right)} = \frac{t_3 - t_4}{\left(\frac{\delta_3}{\lambda_3 A}\right)} \quad (5-15)$$

应用加比定律可得：

$$Q = \frac{t_1 - t_4}{\left(\frac{\delta_1}{\lambda_1 A} + \frac{\delta_2}{\lambda_2 A} + \frac{\delta_3}{\lambda_3 A}\right)} \quad (5-16)$$

推广到  $n$  层壁则有：

$$Q = \frac{\sum_{i=1}^n \Delta t_i}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i A}} = \frac{\text{总推动力}}{\text{总热阻}} \quad (5-17)$$

式中  $\Delta t_i$ 、 $\delta_i$  和  $\lambda_i$  分别为各层壁的温差、壁厚及导热系数。可见多层壁导热的总热阻应为各层导热阻力之和；同样，总推动力也为各层推动力之总和。

从式(5-15)可得：

$$(t_1 - t_2) : (t_2 - t_3) : (t_3 - t_4) = \frac{\delta_1}{\lambda_1 A} : \frac{\delta_2}{\lambda_2 A} : \frac{\delta_3}{\lambda_3 A}$$

即

$$\Delta t_1 : \Delta t_2 : \Delta t_3 = R_1 : R_2 : R_3 \quad (5-18)$$

上式说明：在多层壁导热过程中，温差与热阻成正比，某层的热阻较大，其温差一定也大；反之，若热阻较小，则温差也较小。

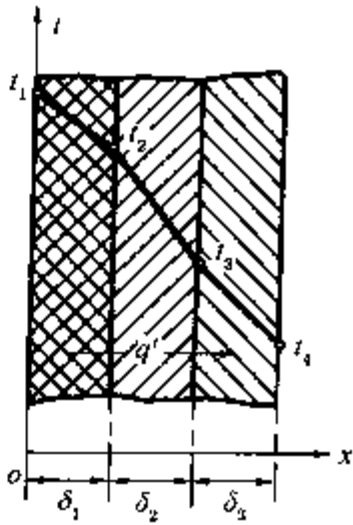


图 5-5 多层平壁的导热

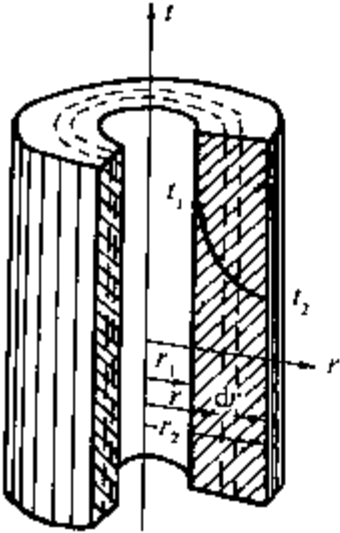


图 5-6 圆筒壁导热

四、通过圆筒壁的稳定导热

对石油化工厂的容器及换热器，热量通过器壁或管壁的传递属于圆筒壁传热。下面讨论的是热量只沿半径方向的传导(不考虑沿轴向的传导)，也属于一维导热，对于平壁，沿导热方向其面积是不变的；而在圆筒壁中，导热方向(径向)上导热面积  $A_r$  不是常数，它随半径  $r$  而变化。

(一) 单层圆筒壁的稳定导热

1. 导热速率

对一内外半径各为  $r_1$ 、 $r_2$ ，内外壁温度分别为  $t_1$ 、 $t_2$  ( $t_1 > t_2$ )，长度为  $L$  的圆筒壁(如图5-6)，其长度  $L$  远大于半径  $r_1$ 、 $r_2$ ，根据傅立叶定

律，其导热速率

$$Q = A_r \cdot q = -2\pi r L \lambda \frac{dt}{dr}$$

分离变量，得

$$dt = -\frac{Q}{2\pi L \lambda} \frac{dr}{r} \quad (5-19)$$

积分：

$$\int_{t_1}^{t_2} dt = \int_{r_1}^{r_2} -\frac{Q}{2\pi L \lambda} \frac{dr}{r}$$

式中  $Q$  为通过圆筒壁的导热速率，在稳定导热过程中不随半径  $r$  而变；导热系数  $\lambda$  可取一平均值代入，视为常数。则有：

$$t_1 - t_2 = \frac{Q}{2\pi L \lambda} \ln \frac{r_2}{r_1} \quad (5-19a)$$

即

$$Q = \frac{2\pi \lambda L (t_1 - t_2)}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \quad (5-20)$$

式(5-20)为单层圆筒壁导热方程。

## 2. 圆筒壁内温度分布

若要求出与圆心轴距离为  $r_x$  处的温度  $t_x$ ，可将积分限改为  $t$ ：  $t_1 \rightarrow t_x$ ，  $r$ ：  $r_1 \rightarrow r_x$ 。对式(5-19)进行积分，并与式(5-19a)进行对比可得：

$$t_x = t_1 - \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \cdot \ln \frac{r_x}{r_1} \quad (5-21)$$

因  $t_1$ 、 $t_2$ 、 $r_1$  和  $r_2$  为定值，故式(5-21)可写为

$$t_x = a - b \cdot \ln r_x \quad (5-21a)$$

由上式可见，当导热系数为常量时，单层圆筒壁内部的温度随半径呈对数曲线变化，这与平壁内的温度分布有显著差别。

## 3. 圆筒壁导热方程的简化

如果把圆筒壁看作平壁的一个特例，而用一个平均面积  $A_m$  代替式(5-13)中的导热面积  $A$ ，则对圆筒壁有

$$Q = \frac{t_1 - t_2}{\left(\frac{\delta}{A_m \lambda}\right)} \quad (5-22)$$

式中  $\delta$ ——圆筒壁厚度，m， $\delta = r_2 - r_1$ ；

$A_m$ ——平均导热面积， $m^2$ ， $A_m = 2\pi L r_m$ 。

将  $\delta$ 、 $A_m$  代入式(5-22)中可得：

$$Q = \frac{t_1 - t_2}{\left(\frac{r_2 - r_1}{2\pi r_m L \cdot \lambda}\right)} = \frac{2\pi r_m L \lambda (t_1 - t_2)}{r_2 - r_1} \quad (5-23)$$

式(5-23)与式(5-20)对比得：

$$\frac{2\pi\lambda L(t_1 - t_2)}{\ln \frac{r_2}{r_1}} = \frac{2\pi r_m L \lambda (t_1 - t_2)}{r_2 - r_1}$$

可得

$$r_m = \frac{r_2 - r_1}{\ln \frac{r_2}{r_1}} \quad (5-24)$$

亦即

$$A_m = 2\pi r_m L = \frac{A_2 - A_1}{\ln \frac{A_2}{A_1}} \quad (5-25)$$

式中

$$A_1 = 2\pi r_1 L, A_2 = 2\pi r_2 L$$

可见式(5-22)中的  $A_m$  是圆筒壁内外表面  $A_1$ 、 $A_2$  的对数平均值。当  $r_2/r_1 \leq 2$  时, 以  $r_m = \frac{r_1 + r_2}{2}$  代替式(5-24), 其相对误差小于4%。

**【例5-1】** 有一表面温度为  $180^\circ\text{C}$ , 外径  $150\text{mm}$  的蒸汽管, 其外覆盖一厚  $100\text{mm}$  的石棉灰保温层, 保温层外表面温度为  $41^\circ\text{C}$ , 石棉灰的导热系数  $\lambda = 0.103 + 0.000198t$ , 试求:

- (1) 每米管长的热损失,  $\text{W/m}$ ;
- (2) 保温层的中心(距管壁  $50\text{mm}$ )处的温度。

解:

- (1) 设每米管长的热损失为  $q_1$

$$q_1 = \frac{t_1 - t_2}{\left(\frac{\delta}{A_m \cdot \lambda_m}\right)}$$

其中

$$A_m = \frac{2\pi r_m L}{L} = 2\pi r_m$$

已知

$$r_1 = \frac{0.15}{2} = 0.075\text{m}$$

$$r_2 = r_1 + \delta = 0.075 + 0.1 = 0.175\text{m}$$

故

$$r_m = \frac{r_2 - r_1}{\ln \frac{r_2}{r_1}} = \frac{0.175 - 0.075}{\ln \frac{0.175}{0.075}} = 0.118\text{m}$$

而

$$\begin{aligned} A_m &= 2\pi r_m = 2\pi \times 0.118 = 0.741\text{m}^2 \\ \lambda_m &= 0.103 + 0.000198t_m \\ &= 0.103 + 0.000198 \times \frac{180 + 41}{2} \\ &= 0.1249\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

故

$$q_1 = \frac{180 - 41}{\left(\frac{0.1}{0.741 \times 0.1249}\right)} = 128.7\text{W/m}$$

(2) 设保温层中心温度为  $t_x$ , 因  $\lambda$  随温度改变而改变, 故不宜用式(5-21)求  $t_x$ , 需用试差法。设保温层中心处温度  $t_x = 100^\circ\text{C}$ 。



因

$$q_1 = \frac{t_1 - t_x}{\frac{\delta_x}{2\pi\lambda_{ml}r_{ml}}}$$

$$r_{ml} = \frac{r_x - r_1}{\ln \frac{r_x}{r_1}} = \frac{0.125 - 0.075}{\ln \frac{0.125}{0.075}} = 0.098\text{m}$$

$$\lambda_m = 0.103 + 0.000198 \times \frac{180 + 100}{2} = 0.1307\text{W/m} \cdot \text{K}$$

故

$$t_x = t_1 - q_1 \cdot \frac{\delta_x}{2\pi\lambda_{ml}r_{ml}}$$

$$= 180 - 128.7 \times \frac{0.05}{2\pi \times 0.1307 \times 0.098}$$

$$= 100.03^\circ\text{C}$$

与假设的  $t_x = 100^\circ\text{C}$  很接近, 试差正确, 保温层中心处温度为  $100^\circ\text{C}$ 。

## (二) 多层圆筒壁的稳态导热

多层平壁的导热公式(5-15)~(5-17)同样可以推广到多层圆筒壁中, 对  $n$  层圆筒壁的稳态导热可以写成:

$$Q = \frac{\sum_{i=1}^n \Delta t_i}{\sum_{i=1}^n \left( \frac{\delta_i}{\lambda_i A_{mi}} \right)} = \frac{2\pi L \sum_{i=1}^n \Delta t_i}{\sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i r_{mi}}} \quad (5-26)$$

式中:

$$A_{mi} = 2\pi r_{mi} L$$

$$r_{mi} = \frac{r_{i+1} - r_i}{\ln \frac{r_{i+1}}{r_i}} \quad (5-27)$$

当  $r_{i+1}/r_i \leq 2$  时,  $r_{mi}$  可用  $r_{i+1}$  与  $r_i$  的算术平均值代入。

多层圆筒壁导热方程也可由式(5-20)得到:

即

$$Q = \frac{2\pi L(t_1 - t_{n+1})}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{\lambda_i} \ln \left( \frac{r_{i+1}}{r_i} \right)} \quad (5-28)$$

或

$$Q = \frac{2\pi L(t_1 - t_{n+1})}{\sum_{i=1}^n \frac{1}{\lambda_i} \ln \left( \frac{d_{i+1}}{d_i} \right)} \quad (5-28a)$$

式中  $d_i, d_{i+1}$ ——分别为第  $i$  层的内外直径, m。

【例 5-2】 内壁温差为  $300^\circ\text{C}$  的不锈钢管, 尺寸为  $\phi 50\text{mm} \times 4\text{mm}$ , 导热系数  $\lambda_1 = 16\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ; 外包厚  $20\text{mm}$  的石棉, 导热系数  $\lambda_2 = 0.2\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ; 最外层为  $2\text{mm}$  的玻璃布, 导热系数  $\lambda_3 = 0.1\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ; 玻璃布外

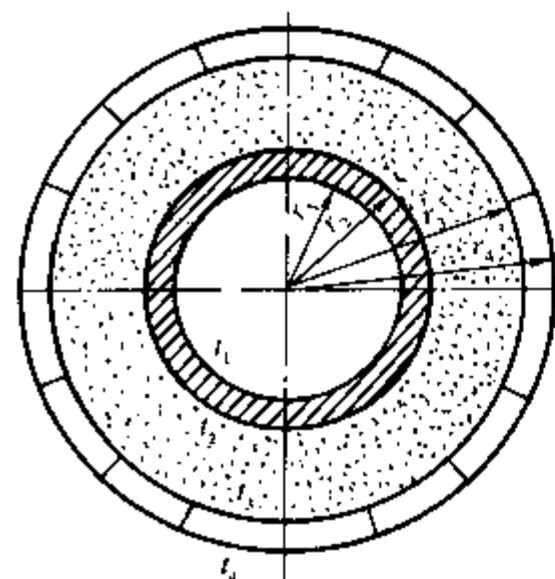


图 5-7 多层圆筒壁导热(例 5-2)

表面温度为  $50^{\circ}\text{C}$ ，试求每米管长的热损失及各层交界面温度。

解：对于三层圆筒壁导热，由式(5-28a)

$$q_1 = \frac{Q}{L} = \frac{2\pi(t_1 - t_4)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \frac{1}{\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3}}$$

已知  $t_1 = 300^{\circ}\text{C}$ ， $t_4 = 50^{\circ}\text{C}$

$$d_2 = 0.05\text{m}, d_1 = 0.05 - 2 \times 4 \times 10^{-3} = 0.042\text{m}$$

$$d_3 = 0.05 + 0.02 \times 2 = 0.09\text{m}$$

$$d_4 = 0.09 + 2 \times 2 \times 10^{-3} = 0.094\text{m}$$

代入可得：

$$q_1 = \frac{2\pi(300 - 50)}{\frac{1}{16} \ln \frac{0.05}{0.042} + \frac{1}{0.2} \ln \frac{0.09}{0.05} + \frac{1}{0.1} \ln \frac{0.094}{0.090}} = 464 \text{ W/m}$$

若用(5-26)式，则有

$$q_1 = \frac{Q}{L} = \frac{2\pi(t_1 - t_4)}{\frac{\delta_1}{\lambda_1 r_{m1}} + \frac{\delta_2}{\lambda_2 r_{m2}} + \frac{\delta_3}{\lambda_3 r_{m3}}} = \frac{\pi(t_1 - t_4)}{\frac{\delta_1}{\lambda_1 d_{m1}} + \frac{\delta_2}{\lambda_2 d_{m2}} + \frac{\delta_3}{\lambda_3 d_{m3}}}$$

已知

$$\delta_1 = 0.004\text{m}, \delta_2 = 0.02\text{m}, \delta_3 = 0.002\text{m}$$

$$d_{m1} = \frac{0.042 + 0.050}{2} = 0.046\text{m} \left( \frac{d_2}{d_1} = \frac{0.05}{0.042} < 2 \right)$$

$$d_{m2} = \frac{0.09 - 0.05}{\ln \frac{0.09}{0.05}} = 0.0681\text{m}$$

$$d_{m3} = \frac{0.09 + 0.094}{2} = 0.092\text{m} \left( \frac{d_4}{d_3} = \frac{0.094}{0.090} < 2 \right)$$

所以

$$q_1 = \frac{\pi(300 - 50)}{\frac{0.004}{16 \times 0.046} + \frac{0.02}{0.2 \times 0.0681} + \frac{0.002}{0.1 \times 0.092}} = 464 \text{ W/m}$$

交界面温度：

由式(5-19a)可得

$$t_2 = t_1 - \frac{Q}{2\pi L \lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} = t_1 - \frac{q_1}{2\pi \lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1}$$

$$= 300 - \frac{464}{2\pi \times 16} \cdot \ln \frac{0.05}{0.042} = 299.2^{\circ}\text{C}$$

或用

$$\Delta t_1 = R_1 Q$$

可得

$$t_2 = t_1 - \frac{\delta_1}{A_{m1} \lambda_1} \cdot Q$$

$$= t_1 - \frac{\delta_1 \cdot Q}{\pi d_{m1} L \lambda_1} = t_1 - \frac{\delta_1 q_1}{\pi d_{m1} \lambda_1}$$

$$= 300 - \frac{0.004 \times 464}{\pi \times 0.046 \times 16} = 300 - 0.803 = 299.2^{\circ}\text{C}$$

同理

$$t_3 = t_2 - \frac{\delta_2 q_1}{\pi d_{m2} \lambda_2} = 299.2 - \frac{0.02 \times 464}{\pi \times 0.0681 \times 0.2}$$

$$= 299.2 - 216.9 = 82.3^{\circ}\text{C}$$

由以上计算可见，各层内外壁温差分别为： $\Delta t_1 = 0.8^{\circ}\text{C}$ ， $\Delta t_2 = 216.9^{\circ}\text{C}$ ， $\Delta t_3 = t_3 - t_4 = 82.3 - 50 = 32.3^{\circ}\text{C}$ 。第二层的温差最大，即石棉层对保温起决定性的影响。

需要说明的是，多层壁导热时，各层的交界面一般都不可能是很平整、光滑的理想接触。如果界面粗糙，必然使层与层之间夹上一薄薄的空气层。在空气层中主要是靠导热(高温下辐射的影响不能忽略)方式进行热量传递，由于空气的导热系数很小，尽管空气层厚度不大，但其热阻却不能忽视，这项附加的热阻，称为接触热阻。在进行固体材料导热系数的测定时，接触热阻的存在，往往会给实验结果带来较大的误差。接触热阻与界面的粗糙度、接触面的压紧力、空隙中气体的性质及温度压力有关。一般工程材料的接触热阻很难预计，可通过实验求得。

## 第二节 对 流 传 热

对流传热是三种基本传热方式之一，指由于流体的宏观运动而引起的热量传递，或者说由于流体质点的相对位移，热量被质点所携带，使流体内部各处的温度得以均衡。所以，对流只能发生在流体中。引起流体质点发生相对位移的原因可能是外力(例如泵与风机)导致的强制运动，称为强制对流；也可能是由于流体的各部分温度不同，产生密度差而引起的运动，称为自然对流。

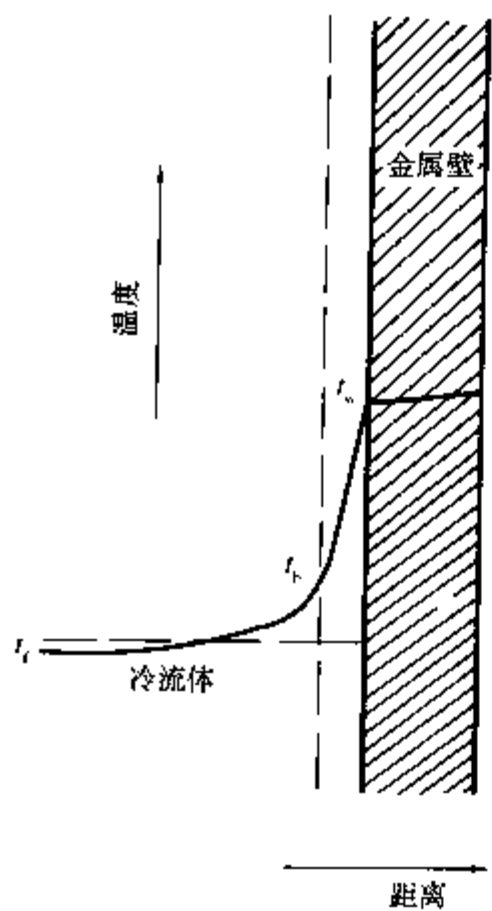


图 5-8 流体受热时的温度分布

在工业上最常见的是间壁换热器中流体与固体壁之间的对流传热过程。其传热方式既包括了流体主体中的对流，又包括了靠边壁处的层流底层中的导热。

若某冷流体从管内流过，被管壁所加热，这一传热过程与流体的流动状态有密切关系。

假定管内流体进行湍流流动，在某一与流动方向垂直的截面上测定不同位置各点的温度，可得到如图 5-8 的温度分布曲线(其中  $t_w$  及  $t_f$  为管壁及流体主体温度，且有  $t_w > t_f$ )，这一曲线的形状与流体管内流动的速度分布曲线是相似的。其原因是：在湍流时，流体主体中产生激烈的搅动与混合，质点在瞬时具有明显的径向运动，热量的传递是靠杂乱无章运动的质点之间的直接接触，热阻很小，故在截面上温度变化很小；但在靠近管壁处，由于存在层流内层(在这里，流体的运动处于规则的轴向运动，而无径向运动)，热量通过层流内层时，其传递方式仅为导热，而流体的导热系数一般都很小，故热阻及温度变化都较大，即对流传热过程的热阻主要集中在层流内层之中，而层流内层的厚度是随流动状态而变化的，所以温度分布曲线的形状与流动状态密切相关。

### 一、对流传热速率方程——牛顿冷却定律

由于对流及导热过程的同时存在及流动状态等因素对过程的影响，使对流传热过程变得很复杂，由严格的数学处理而得出传热速率的解析式目前还只能用于最简单的情况(例如流体在等温的平壁上作层流流动)，而且这种理论计算误差还很大。工程上还只能按半经验方

法处理，其数学表达式如下

$$\text{流体被加热时} \quad dQ = \alpha(t_w - t)dA \quad (5-29)$$

$$\text{流体被冷却时} \quad dQ = \alpha(t - t_w)dA \quad (5-30)$$

式中  $dQ$ ——局部对流传热速率，W；

$dA$ ——微元传热面积(与传热方向垂直)， $m^2$ ；

$t_w$ ——壁面温度， $^{\circ}C$ ；

$t$ ——流体在某截面上的平均温度， $^{\circ}C$ ；

$\alpha$ ——对流传热系数  $W/(m^2 \cdot ^{\circ}C)$ 。

上述两式是对某一微元传热面而言，在换热器中，局部对流传热系数随管长(即随温度)而变化，若取整个换热器的平均对流传热系数为  $\alpha$ ，则有

$$Q = \alpha(t_w - t)A \quad (5-29a)$$

或 
$$Q = \alpha(t - t_w)A \quad (5-30a)$$

式中  $A$ ——传热面积， $m^2$ ；流体在管内流动时应为管内壁面积，流体在管外流动时应为外壁面积。

式(5-29a)和式(5-30a)称为对流传热速率方程或牛顿冷却定律。从传热速率方程可见，当  $\alpha$  为常数时，速率与温差、传热面积成正比；在很多场合下， $\alpha$  随温差而变化，速率与温差、面积就不是正比关系。

对流传热速率方程的确立，并没有改变对流传热过程的复杂性，只是把一切影响过程的待定因素都包含在对流传热系数  $\alpha$  之中罢了。传热研究的重要任务之一就是通过实验确定在不同情况下对流传热系数的经验计算式。

## 二、对流传热系数的影响因素及无因次准数方程的导出

### (一) 有效膜的概念

如果把对流传热过程与通过一个厚度为  $\delta_l$  的流体膜的导热过程相比拟，将牛顿冷却定律与导热方程作比较，即可得出

$$\alpha = \frac{\lambda}{\delta_l} \quad (5-31)$$

那么，这一厚度为  $\delta_l$  的层流膜就称为当量膜，它是一个虚拟的当量流体膜，即一个对流传热过程的热阻与一厚度为  $\delta_l$  导热系数为  $\lambda$  的静止流体膜的导热热阻相当，所以在很多场合，也将对流传热系数  $\alpha$  称为膜系数。

实际上，对流传热过程并不存在这一静止的层流膜，有效膜厚  $\delta_l$  也不等于层流内层的厚度，然而，引入有效膜的概念可以使复杂的对流传热过程在理论上得到某种程度的简化。

### (二) 影响对流传热系数 $\alpha$ 的因素

通过实验观察与理论分析，对流传热系数  $\alpha$  与下列因素有关：

(1) 流体的性质及相状态 流体的物理性质如比热容  $c_p$ 、密度  $\rho$ 、导热系数  $\lambda$ 、黏度  $\mu$  等对对流传热系数都有不同程度的影响，而这些物性又都是温度的函数；对同一种流体处于不同的相状态(气相或液相)其物性也有较大的差别。

(2) 流体的流动状态 流体作湍流流动时，随着  $Re$  的增加，质点的湍动程度加剧，层流内层的厚度也相对减薄，热阻减小，故  $\alpha$  增加。而作层流运动时，由于质点基本上没有在

传热方向上的混杂运动, 传热方式以导热及自然对流为主, 所以  $\alpha$  较湍流时小得多。

(3) 引起流动的原因 当设备中的流体因泵、风机或搅拌器等外力作用发生强制对流时, 质点互相掺混, 给热系数一般较大。若流体处于宏观的静止状态, 但其内部各处温度不同而形成了各部分密度的差异, 温度低、密度大的流体向下沉, 温度高、密度小的向上浮, 这种由于温度不同形成的密度差引起自然对流, 使流体各部分互相混合。自然对流的  $\alpha$  显然与流体的体积膨胀系数  $\beta\left(\frac{1}{K}\right)$  及壁面和流体间温差  $\Delta t$  的大小有关, 可推导出对单位质量流体, 由于自然对流的作用而产生的浮力为  $\beta \cdot g \Delta t$ 。与强制对流相比, 自然对流的传热系数较小。

(4) 传热面的形状、位置与尺寸 传热面的形状(如圆管、方管、螺纹管)、放置方式(如垂直或水平放置)和尺寸的大小均可影响对流传热系数。

此外, 在传热过程中如果流体发生相变化则其传热情况又比无相变时要复杂得多。

综上所述, 可以得出, 在无相变时对流传热系数  $\alpha$  应为各影响因素的函数, 表示为

$$\alpha = f(u, \rho, l, \mu, \beta g \Delta t, \lambda, c_p) \quad (5-32)$$

### (三) 准数方程式的导出

由于影响对流传热过程的因素太多, 目前还不能从理论上导出传热系数的计算式。为了减少实验的工作量, 通常用因次分析的方法, 将式(5-32)改写为一个无因次准数的关联式, 用以计算对流传热系数  $\alpha$ 。

在第一章曾介绍过用因次分析法处理湍流流动时管路的摩擦阻力, 但对流传热比起前者更为复杂, 影响因素更多, 用上述方法推导过于烦琐。这里介绍白金汉(Buckingham)  $\pi$  定理法。

由  $\pi$  定理可知: 对某一物理过程, 用因次分析所得到的独立无因次数群(准数)的个数  $i$ , 等于总变量数  $n$  与基本因次数  $m$  之差, 即

$$i = n - m$$

对上述对流传热过程, 由方程(5-49)可见, 有关的总变量数  $n=8$ , 涉及的基本因次数  $m=4$ , 即长度  $L$ , 质量  $M$ , 时间  $\theta$ , 温度  $T$ ; 故准数个数  $i=8-4=4$ 。假定四个准数分别为  $\pi$ 、 $\pi_1$ 、 $\pi_2$ 、 $\pi_3$ , 则传热过程的准数式为

$$\pi = \phi(\pi_1, \pi_2, \pi_3) \quad (5-33)$$

准数  $\pi$ 、 $\pi_1$ 、 $\pi_2$ 、 $\pi_3$  的表达式可由下述步骤得到:

1. 从方程(5-32)中选出  $n$ (本例  $n=4$ )个变量作为核心物理量, 挑选的原则是: ①这  $n$  个变量应包含所涉及的全部因次; ②这些物理量不应包括有待定物理量(如  $\alpha$ ); ③这  $n$  个物理量本身不能组成无因次数群。本例可选  $l$ ,  $\rho$ ,  $\mu$ ,  $\lambda$  作为核心物理量(因为如选  $l$ ,  $\rho$ ,  $\mu$  和  $u$  则构成  $Re$ )。

2. 将剩下的  $i=n-m=4$  个变量:  $\alpha$ ,  $u$ ,  $c_p$ ,  $\beta g \Delta t$  分别与上述  $n=4$  个核心物理量组成无因次准数, 每个准数由  $n+1=5$  个变量所构成, 可得

$$\pi = l^a \cdot \rho^b \cdot \mu^c \cdot \lambda^d \cdot \alpha \quad (5-34a)$$

$$\pi_1 = l^{a_1} \cdot \rho^{b_1} \cdot \mu^{c_1} \cdot \lambda^{d_1} \cdot u \quad (5-34b)$$

$$\pi_2 = l^{a_2} \cdot \rho^{b_2} \cdot \mu^{c_2} \cdot \lambda^{d_2} \cdot c_p \quad (5-34c)$$

$$\pi_3 = l^{a_3} \cdot \rho^{b_3} \cdot \mu^{c_3} \cdot \lambda^{d_3} \cdot \beta g \Delta t \quad (5-34d)$$

### 3. 写出各物理量的因次式(SI 单位制)

$\alpha$ ——对流传热系数,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ ;

$M \cdot \theta^{-3} \cdot T^{-1}$

$l$ ——定性长度, m;	$L$
$\rho$ ——密度, $\text{kg}/\text{m}^3$ ;	$M \cdot L^{-3}$
$\mu$ ——黏度, $\text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$ ;	$M \cdot L^{-1} \cdot \theta^{-1}$
$c_p$ ——定压比热容, $\text{J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ;	$L^2 \cdot \theta^{-2} \cdot T^{-1}$
$\lambda$ ——导热系数, $\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ ;	$M \cdot L \cdot \theta^{-3} \cdot T^{-1}$
$u$ ——流速, $\text{m}/\text{s}$ ;	$L\theta^{-1}$
$\beta g \Delta t$ ——单位质量流体的浮力, $\text{m}/\text{s}^2$ ;	$LT^{-2}$

4. 将各物理量的因次代入准数定义式[式(5-34a)~式(5-34d)]中, 例如

$$\pi = l^a \cdot \rho^b \cdot \mu^c \cdot \lambda^d \cdot \alpha$$

$$= L^a \cdot (M^b \cdot L^{-3b}) \cdot (M^c L^{-c} \theta^{-c}) \cdot (M^d \cdot L^d \theta^{-3d} T^{-d}) \cdot (M \theta^{-3} T^{-1})$$

因  $\pi$  为无因次数群, 故上式中各基本因次的指数和应为零。

$$\left. \begin{aligned} \text{对 } L: a - 3b - c + d &= 0 \\ M: b + c + d + 1 &= 0 \\ \theta: -c - 3d - 3 &= 0 \\ T: -d - 1 &= 0 \end{aligned} \right\} \quad (5-35)$$

求解方程组(5-35)可得:

$$d = -1, c = 0, b = 0, a = 1$$

故

$$\pi = l^1 \cdot \rho^0 \cdot \mu^0 \cdot \lambda^{-1} \cdot \alpha$$

即

$$\pi = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda} = Nu \quad \text{称为努塞尔(Nusselt)数;}$$

同理可得

$$\pi_1 = \frac{l \cdot \rho u}{\mu} = Re, \text{称雷诺(Reynolds)数;}$$

$$\pi_2 = \frac{\mu c_p}{\lambda} = Pr, \text{称普朗诺(Prandtl)数;}$$

$$\pi_3 = \frac{l^3 \cdot \rho^2 \cdot \beta g \Delta t}{\mu^2} = Gr, \text{称格拉晓夫(Grashof)数。}$$

因此, 式(5-33)可写成:

$$Nu = \phi(Re, Pr, Gr) \quad (5-33a)$$

或写成

$$Nu = A Re^x \cdot Pr^y \cdot Gr^z \quad (5-33b)$$

上式中各无量纲物性常数的名称及意义列于表5-4中。

表5-4 无量纲物性常数的名称及意义

无量纲常数名称	别名	符号	表达式	含义
努塞尔数(Nusselt)	对流传热准数	$Nu$	$\frac{\alpha l}{\lambda}$	表征给热系数的大小
雷诺数(Reynolds)	流型准数	$Re$	$\frac{l u \rho}{\mu}$	表示流体的流动状态
普朗特数(Prandtl)	物性准数	$Pr$	$\frac{c_p \mu}{\lambda}$	表示流体的物性影响
格拉晓夫数(Grashof)	升力准数	$Gr$	$\frac{l^3 \cdot \rho^2 \beta g \Delta t}{\mu^2}$	表示自然对流的影响



由式(5-33b)可见, 包含有待定的传热系数  $\alpha$  的  $Nu$  是  $Re$ 、 $Pr$ 、 $Gr$  的函数, 但在某些特定情况下, 如强制对流时, 自然对流的影响很小, 故  $Gr$  可以略去; 而在自然对流时, 反映流动状态的雷诺数  $Re$  可以略去。即

$$\text{强制对流: } Nu = A Re^x \cdot Pr^y \quad (5-36a)$$

$$\text{自然对流: } Nu = A_1 Pr_1^y Gr^z \quad (5-36b)$$

式(5-36a, 5-36b)中的系数及指数均需由实验确定, 但由于实验条件的限制, 所以在使用由实验得出的方程进行  $\alpha$  的计算时, 需要注意以下几点:

- (1) 公式的适用范围 主要是指  $Re$ 、 $Pr$  应在什么数值范围之内。
- (2) 定性尺寸 对于不同形状的传热面,  $Nu$ 、 $Re$  中的  $l$  应如何选定。
- (3) 定性温度 各无量纲常数中流体的特性, 如  $\rho$ 、 $\mu$ 、 $\lambda$ 、 $c_p$  等应根据什么温度去求取。

下面将分别讨论流体在无相态变化时强制对流及自然对流的传热系数的经验关联式。

### 三、流体作强制对流时的传热系数

#### (一) 管内流动

##### 1. 流体在圆形直管内强制湍流时的传热系数

对气体及低黏度液体 ( $\mu \leq 2 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ ), 建议用迪塔斯-贝尔特 (*Dittus - Boelter*) 方程

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^n \quad (5-37)$$

式中  $n$ ——普朗特数的指数, 当流体被加热时,  $n=0.4$ ; 当流体被冷却时,  $n=0.3$ 。

式(5-37)的应用范围是:  $Re \geq 10000$ ,  $0.7 < Pr < 160$ , 管子的长径比  $l/d > 50$ , 传热温差不大 (对水  $|t_w - t_f| < 30^\circ\text{C}$ , 黏度变化大的油类  $|t_w - t_f| < 10^\circ\text{C}$ ) 及光滑管的场合。上式的定性尺寸应采用管子的内管  $d_i$ , 而定性温度则为流体在管子进出口的算术平均值。将各无量纲常数式代入式(5-37)中可得:

$$\alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} \left( \frac{d_i u \rho}{\mu} \right)^{0.8} \left( \frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^n \quad (5-37a)$$

式中指数  $n$  在流体被加热与被冷却时采用不同的数值是考虑到紧贴管壁的层流膜的温度的影响。对流体而言, 被加热时膜温较主体温度高, 一方面引起黏度降低, 膜的厚度减小; 另一方面液膜导热系数随温度升高而降低, 但不甚显著。总的效果是膜温升高引起热阻相对减少。而液体的  $Pr$  一般都大于 1, 取较大的方次 (0.4), 使对流传热系数增加。相反, 流体被冷却时膜温降低, 黏度增加, 膜的厚度增大, 热阻增加, 故  $Pr$  取较小的方次 (0.3), 使对流传热系数减少。

对气体而言, 在被加热时, 膜温较主体温度高, 使黏度及导热系数两者都增加, 而且增加的幅度基本相同, 黏度增加使热阻增大, 而导热系数增加又使热阻减小, 二者的作用大体相抵消, 因此, 热流方向对对流传热的影响很小。实际上, 气体的  $Pr$  随温度变化很小, 可认为是恒量, 且其数值一般都接近 1 (例如空气  $Pr \approx 0.7$ ), 故其方次取 0.4 或 0.3 的影响并不显著 ( $Pr < 1$  时,  $Pr^{0.4} < Pr^{0.3}$ , 也符合气体被加热时  $\alpha$  略小于被冷却时的实际情况)。

对黏度较大, 或黏度随温度变化较显著的液体, 例如石油馏分或一般的碳氢化合物, 西德尔和塔特 (*Siedle and Tate*) 提出了一个包括黏度校正项的修正方程:

$$Nu = 0.027 Re^{0.8} Pr^{0.33} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (5-38)$$

式中  $\mu$ 、 $\mu_w$  分别为流体在主体温度与管壁温度下的黏度，对液体：

$$\text{被加热时, } t_w > t \quad \text{所以 } \mu_w < \mu, \quad \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} > 1$$

$$\text{被冷却时, } t_w < t \quad \text{所以 } \mu_w > \mu, \quad \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} < 1$$

这与上述热流方向对膜厚影响的分析是一致的。当壁温未知时，往往可近似认为：

$$\text{液体被加热:} \quad \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 1.05$$

$$\text{液体被冷却:} \quad \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 0.95$$

式(5-38)可写成：

$$\alpha = 0.027 \frac{\lambda}{d_i} \left(\frac{d_i u \rho}{\mu}\right)^{0.8} \left(\frac{c_p \mu}{\lambda}\right)^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad (5-38a)$$

上式的应用范围是： $Re \geq 10^4$ ， $0.7 < Pr < 16700$ ， $l/d > 60$ 。定性尺寸：管内径。定性温度：流体进出口的平均温度。

## 2. 流体在圆管内强制层流时的传热系数

研究者对层流传热作过广泛的理论研究，求解各种几何形状及不同边界条件的能量方程，但是由于层流传热一般都伴随有自然对流，所以理论推导结果误差甚大，较为可靠的还是经验公式。对于小管径及低温差的水平管内的流体传热，推荐用如下关联式：

$$Nu = 1.86 \left( Re \cdot Pr \cdot \frac{d_i}{l} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (5-39)$$

由于

$$\frac{\pi}{4} Re \cdot Pr \cdot \frac{d_i}{l} = \frac{\pi}{4} \cdot \frac{d_i u \rho}{\mu} \cdot \frac{c_p \mu}{\lambda} \cdot \frac{d_i}{l} = \left( \frac{\pi}{4} d_i^2 \cdot u \cdot \rho \right) \cdot \frac{c_p}{\lambda l} = \frac{m_s c_p}{\lambda l}$$

$$\text{令} \quad Gz = \frac{m_s c_p}{\lambda l} \quad (5-40)$$

式中  $l$ ——换热管长，m；

$Gz$ ——格里兹 (Graetz) 数；

$m'_s$ ——每根管内流体的质量流量，kg/s。

式(5-39)可写成以下简单形式：

$$\text{所以} \quad Nu = 2.01 Gz^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (5-39a)$$

$$\text{或} \quad \alpha = 2.01 \frac{\lambda}{d_i} \left( \frac{m'_s c_p}{\lambda l} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (5-39b)$$

式(5-39)的适用范围是： $Re < 2100$ ， $Gz > 10$ ， $0.6 < Pr < 6700$ ；定性温度为流体的平均温度； $\mu_w$  则应按壁温  $t_w$  查取。

式(5-39)不包含反映自然对流的  $Gr$  数，故只有在自然对流效应可忽略时才是可靠的，亦即只在管径较小(例如  $d_i = 10 \sim 40\text{mm}$ )，流体与管壁的温差较小，而流体的运动黏度较大的水平管层流的场合下才适用，误差一般在 25% 以上。

当  $Gr > 2.5 \times 10^4$  时, 自然对流的影响将不能忽略, 此时应在式(5-39b)右端乘以一个校正因子  $f$ ,

$$f = 0.8(1 + 0.015Gr^{1/3}) \quad (5-41)$$

对垂直管层流传热, 仍可用式(5-39)及式(5-41)计算, 但需将定性尺寸  $d_i$  改换为管长  $l$ , 并考虑流体温度升高的方向与自然对流方向是否一致。反向时扰动增强,  $\alpha$  约增加 15%; 同向时扰动削弱,  $\alpha$  降低 15% 左右。

层流时的式(5-39)与湍流时的式(5-38)相比, 仅在系数及  $Re$  的方次上有差别, 方次由湍流时的 0.8 降至层流时的  $1/3$ 。可见流动状态的影响显著降低。

应该指出, 一般在换热器中应该尽量避免层流操作, 因为层流时对流传热系数很小, 从而所需的传热设备甚为庞大。在石油化工厂中, 只有在处理重质油或低温盐水时, 由于黏度偏高, 故多数场合下处于层流, 这些物料的黏度随温度变化很大, 所以, 以上计算式不可能有很高的准确性。

【例 5-3】 在一列管换热器中用水冷却煤油, 冷却水以  $39700\text{kg/h}$  的流量从管内通过, 进出口水温分别为  $28^\circ\text{C}$  及  $36^\circ\text{C}$ ; 已知该换热器的管子规格为  $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ , 管长  $6\text{m}$ , 每程管子根数 60 根。试求: (1) 管内壁至水的对流传热系数; (2) 当水流量增加一倍(物理性质近似不变)时, 对流传热系数的变化。

解: 先确定管内流动状态。

水在管内的平均温度:

$$t = \frac{1}{2}(28 + 36) = 32^\circ\text{C}$$

由附录查得水在  $32^\circ\text{C}$  下的物理性质:  $\rho = 995\text{kg/m}^3$ ;  $\lambda = 0.62\text{W/m} \cdot ^\circ\text{C}$ ;  $\mu = 0.7679\text{mPa} \cdot \text{s}$ ;  $Pr = 5.2$ 。

计算水在管内的流速,

$$u = \frac{m_h}{3600 \cdot S_i \cdot \rho}$$

其中  $S_i$  为管程流通面积。

$$S_i = 60 \cdot \frac{\pi}{4} d_i^2 = 60 \times \frac{\pi}{4} \times (0.025 - 2.5 \times 10^{-3} \times 2)^2 = 0.01885\text{m}^2$$

$$u = \frac{39700}{3600 \times 0.01885 \times 995} = 0.59\text{m/s}$$

$$Re = \frac{d_i u \rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 0.59 \times 995}{0.7679 \times 10^{-3}} = 1.524 \times 10^4 > 10^4$$

属湍流流动, 应选式(5-37a)计算。已知  $l/d_i = \frac{6}{0.02} = 300 > 50$ ,  $Pr = 5.2$ , 符合应用条件。

$$(1) \alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} Re^{0.8} Pr^n$$

水在管内被加热, 故  $n = 0.4$ , 则有

$$\alpha = 0.023 \times \frac{0.62}{0.02} (1.524 \times 10^4)^{0.8} \times 5.2^{0.4} = 3060\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

(2) 流量增加一倍, 若物性及其他条件不变, 且仍为湍流。由式(5-37a)

可见

$$\alpha \propto u^{0.8}$$

即

$$\alpha \propto m_h^{0.8}$$

故

$$\frac{\alpha'}{\alpha} = \left( \frac{m_h}{m'_h} \right)^{0.8} = 2^{0.8} = 1.74$$

$$\alpha' = 1.74 \times 3060 = 5330 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

流量加倍后, 对流传热系数增至原来的 1.74 倍。

【例 5-4】若上例的换热器水平放置, 管内流体改为冷冻盐水(25%  $\text{CaCl}_2$  水溶液), 流量为  $2.5 \times 10^4 \text{ kg/h}$ , 温度由  $-5^\circ\text{C}$  升至  $15^\circ\text{C}$ , 假定管壁温度为  $20^\circ\text{C}$ , 试计算管内对流传热系数。

解: 判断管内流动状态:

盐水在管内的平均温度

$$t = \frac{-5 + 15}{2} = 5^\circ\text{C}$$

查附录 25% 的  $\text{CaCl}_2$  溶液在  $5^\circ\text{C}$  下的物性:  $\rho = 1230 \text{ kg/m}^3$ ;  $c_p = 2.85 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$ ;  $\lambda = 0.57 \text{ W/(m} \cdot ^\circ\text{C)}$ ;  $\mu = 4 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ ;  $\mu_w = 2.5 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ 。

$$u = \frac{m_h}{S \rho \times 3600} = \frac{2.5 \times 10^4}{0.01885 \times 1230 \times 3600} = 0.3 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{d_i u \rho}{\mu} = \frac{0.02 \times 0.3 \times 1230}{4 \times 10^{-3}} = 1842 < 2000$$

为层流流动, 且有  $l/d_i = 300 > 60$ , 管径较小(20mm), 黏度较大( $4 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ ), 故式(5-39)适用。

每根管子的质量流量

$$m'_s = \frac{2.5 \times 10^4}{3600 \times 60} = 0.1157 \text{ kg/s}$$

$$Gz = \frac{m'_s c_p}{\lambda l} = \frac{0.1157 \times 2.85 \times 10^3}{0.57 \times 6} = 96.45 (> 10)$$

$$\begin{aligned} \text{所以 } \alpha &= 2.01 \frac{\lambda}{d_i} Gz^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 2.01 \times \frac{0.57}{0.02} \cdot 96.45^{1/3} \left( \frac{4}{2.5} \right)^{0.14} \\ &= 280.6 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)} \end{aligned}$$

比较例(5-3)与例(5-4), 可见层流时的对流传热系数比湍流时的数值小得多。

### 3. 过渡状态下的对流传热系数

当  $Re$  为 2000 ~ 10000 时, 流动处于一种不稳定的状态, 湍流很不充分, 层流内层较厚, 热阻较大, 目前还没有可靠的对流传热计算公式, 可近似采用湍流时对流传热关联式(5-37)和式(5-38)的计算结果再乘以一个小于 1 的修正系数  $f_1$ , 即

$$\alpha_{\text{过渡}} = f_1 \alpha_{\text{湍}} \quad (5-42)$$

$$f_1 = 1 - \frac{6 \times 10^5}{Re^{1.8}} \quad (5-43)$$

### 4. 流体在弯曲圆形管道内流动时的对流传热系数

流体通过弯管时, 由于离心力的作用, 形成涡流, 扰动程度增加, 有利于传热, 见图 5-9。所以, 对流传热系数  $\alpha'$  应比直管计算的对流传热系数  $\alpha$  大, 通常的处理方法是:

$$\alpha' = \alpha \left( 1 + 1.77 \frac{d_i}{R} \right) \quad (5-44)$$

式中  $\alpha'$ ,  $\alpha$ ——弯管及直管中的对流传热系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ;

$d_i$ ——管内径,  $\text{m}$ ;

$R$ ——弯管的曲率半径,  $\text{m}$ 。

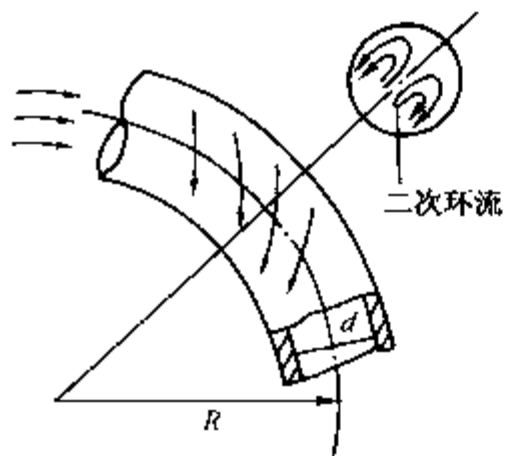


图 5-9 弯管内流体的对流传热

### 5. 流体在非圆形管道内流动时的对流传热系数

上述式(5-37)至式(5-39)也可用于非圆形管道内的对流传热, 只需要把式中的定性尺寸由  $d_i$  换成当量直径  $d_e$  即可, 当量直径的定义仍与第一章所述相同, 即:

$$d_e = \frac{4 \times \text{流动截面积}}{\text{润湿周边}}$$

这是一种简便的处理方法, 但计算结果的准确性不高。因此对一些常用的非圆形管道, 可直接通过实验求得对流传热系数的经验公式。例如, 流体通过套管换热器环隙湍流时的对流传热系数可用以下关联式:

$$\alpha = 0.02 \frac{\lambda}{d_e} \left( \frac{d_e u \rho}{\mu} \right)^{0.8} \cdot Pr^{1/3} \left( \frac{d_2}{d_1} \right)^{0.5} \quad (5-45)$$

式中  $d_e$ ——套管环隙当量直径,  $d_e = d_2 - d_1$ ,  $\text{m}$ ;

$d_2$ ——外管内径,  $\text{m}$ ;

$d_1$ ——内管外径,  $\text{m}$ ;

$u$ ——环隙内流体流速,  $\text{m/s}$ 。

$$u = \frac{V_s}{\frac{\pi}{4}(d_2^2 - d_1^2)}$$

式(5-45)的适用范围:  $Re$  为  $(1.2 \sim 22) \times 10^4$ ,  $d_2/d_1$  为  $1.65 \sim 17$ 。

### 6. 液态金属的对流传热系数

以上所介绍的各种对流传热系数关联式, 都要求流体的  $Pr > 0.6$ , 而液态金属的普朗特数都很小。例如: 铅、锂、钾、钠等金属在液态下普朗特数约在  $0.01 \sim 0.06$  的范围内, 所以前述公式对液态金属都不适用。此外, 液态金属的导热系数值都很大, 在对流传热过程中一般以导热为主要传热方式, 而流动状态的影响则甚小。加之液态金属的蒸气压较小、沸点高, 所以特别适宜于高温、高热强度的传热环境, 例如, 作为核反应堆的热载体是十分适合的。液态金属在圆管内的对流传热可用以下两式进行关联:

$$\text{恒热流时: } Nu = 7.0 + 0.025 Pe^{0.8} \quad (5-46)$$

$$\text{恒壁温时: } Nu = 4.8 + 0.025 Pe^{0.8} \quad (5-47)$$

式中  $Pe$ ——贝克莱(Peclet)数, 无因次。

$$Pe = Re \cdot Pr = \frac{u d_i}{\alpha} = \frac{u d_i \rho \cdot c_p}{\lambda} \quad (5-48)$$

式(5-46)和式(5-47)的适用范围:  $Pe > 10^2$ ,  $1/d_i > 60$ 。定性温度为流体平均温度, 定性尺寸为管内径  $d_i$ 。

### (二) 管外流动

#### 1. 流体在单根圆管外垂流时对流换热情况的分析

流体垂流过单管时, 沿圆柱面不同的位置, 流体速度及层流边界层厚度的不同, 因此

局部对流传热系数也将随角度  $\varphi$  (见图 5-10) 而发生变化。例如驻点 A 处 ( $\varphi = 0$ )，流体速度为零，压力最高， $\alpha$  值最大；随  $\varphi$  的增加，流体速度逐渐增高，压力下降，层流边界层厚度增加，故  $\alpha$  逐渐减少；直到  $\varphi = 90^\circ$  附近，发生边界层分离现象，在圆柱后半圆形成漩涡， $\alpha$  又逐渐增加，乃至出现最大值。即管子的正前方及后方对流传热系数最大而两侧最小，如图 5-11 所示。了解这一对流传热不均匀情况，在高温流体掠过管子时，对防止管子某处局部过热，保证生产安全至关重要。设计时通常取周向对流传热系数的平均值进行计算。

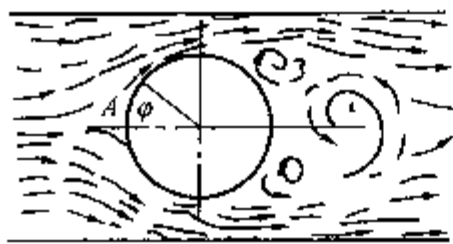


图 5-10 流体垂直流过单根圆管外的情况

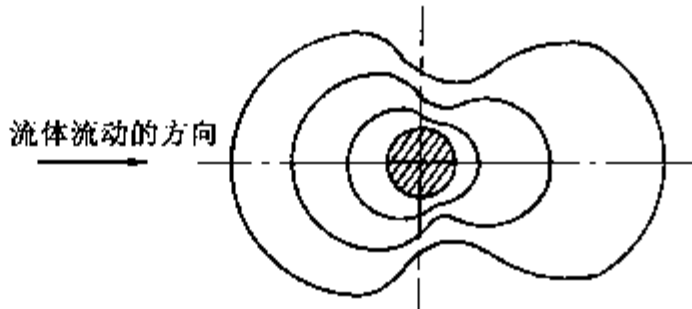


图 5-11 不同  $Re$  下流体横过单管时沿圆周对流传热系数的分布

## 2. 流体横过管束时的对流传热

在炼厂管式加热炉的对流室内，烟气与管排的换热属于流体横过管束的对流传热。由于管排之间的互相干扰，使对流传热情况变得复杂。对流传热系数不仅与管子的排列方式有关，而且与管子排列的顺序有关。

排列方式通常有顺排(正方形排列)及叉排(三角形排列)两种(见图 5-12)。第一排管子的传热情况与排列方式无关，从第二排开始，流体受到的阻拦与干扰增加，传热系数增大，而叉排又较顺排的湍动程度更大；第三排的传热情况又优于第二排，但第三排以后的流体流动情况趋于稳定， $\alpha$  不再随排数而变化。

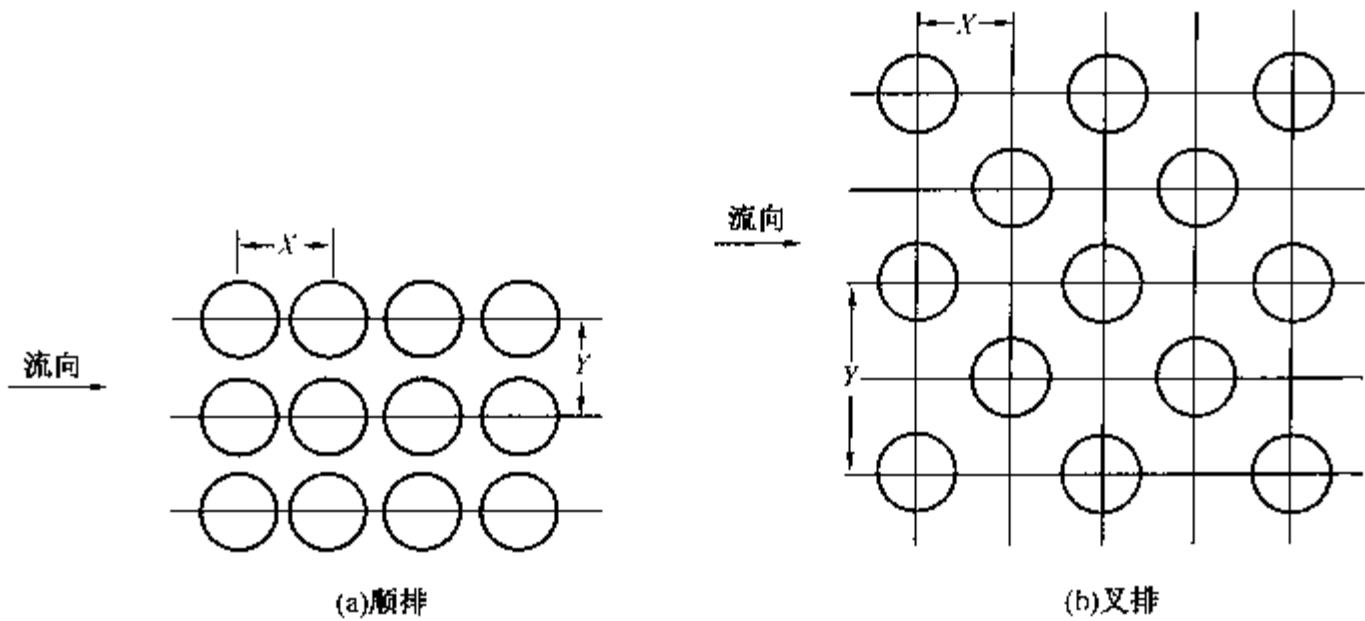


图 5-12 管子的排列方式

第三排及其后的管外传热系数一般可由下述两式决定：

顺排：

$$\alpha_3 = 0.181 \frac{\lambda}{d_0} Re^{0.65} Pr^{0.4} \tag{5-49}$$

叉排：

$$\alpha_3 = 0.348 \frac{\lambda}{d_0} Re^{0.6} Pr^{0.4} \tag{5-50}$$

式(5-49)和式(5-50)的应用范围： $Re = 5000 \sim 70000$ ， $Re$  中的流速  $u$  采用各排最窄截



面处的速度；定性温度为流体的平均温度；定性尺寸为管子外径  $d_0$ ；排间管心距/管外径  $\doteq 2$ 。

第一、二排管的传热系数应按式(5-49)或式(5-50)求出后乘以一个校正系数。

顺排： $\alpha_1 = 0.6\alpha_3, \alpha_2 = 0.9\alpha_3$

叉排： $\alpha_1 = 0.6\alpha_3, \alpha_2 = 0.7\alpha_3$

对全部管排的平均传热系数，应取各排  $\alpha$  的加权平均值(各排的权可用其传热面积代入)。流体通过列管换热器壳程时的管外对流传热与换热器的结构有关，在第六章述及。

四、自然对流传热系数

自然对流是指参与传热的流体的运动完全是由流体各部分温度不均匀而产生的浮升力所引起的，例如水在锅炉中受热及用蒸汽盘管在罐底加热油罐中的油都是自然对流的实例。这里涉及的是从物体表面至流体间的传热过程，显然，二者的温差  $\Delta t$  是发生自然对流的原因，温差越大，自然对流也越剧烈。

自然对流可以在无限空间或有限空间中进行，前者是指物体置于比它大得多的流体介质空间内，例如房间中的暖气片与周围空气的对流传热就是一例。无限空间的对流传热研究较为成熟，对于流体在有限空间内如狭窄的通道、夹套层等的对流传热要比在无限空间的情况复杂得多。本章仅限于讨论前者。

自然对流传热的准数方程可整理为

$$Nu = C(Pr \cdot Gr)^n \tag{5-51}$$

即

$$\alpha = C \frac{\lambda}{l} \cdot \left( \frac{c_p \mu}{\lambda} \cdot \frac{\beta g \Delta t \rho^2 l^3}{\mu^2} \right)^n \tag{5-51a}$$

式中 定性温度为膜温： $t_m = \frac{1}{2}(t_w + t)$ ，即流体与壁面温度的算术平均值；

定性尺寸：对水平圆管或球取其外径  $d_0$ ；对垂直板、垂直管取其高度  $H$ ；

温差： $\Delta t = t_w - t$ ，即壁面与流体的温度差；

系数  $C$  及指数  $n$  值视加热表面形状与流动状态而异，见表 5-5。

表 5-5 式(5-51)和式(5-51a)中的系数  $C$  及指数  $n$

加热面的形状	$Gr \cdot Pr$	流动状态	$C$	$n$	定性尺寸
垂直板或圆柱	$10^4 \sim 10^9$	层 流	0.59	1/4	高度 $H$
	$10^9 \sim 10^{13}$	湍 流	0.10	1/3	
水平圆柱体	$10^4 \sim 10^9$	层 流	0.53	1/4	外径 $d_0$
	$10^9 \sim 10^{12}$	湍 流	0.13	1/3	
水平板，热面朝上	$10^5 \sim 2 \times 10^7$	层 流	0.54	1/4	正方形取边长， 长方形取两边平均 值，圆盘取 $0.9d$ ， 狭长条取短边
	$2 \times 10^7 \sim 3 \times 10^{10}$	湍 流	0.14	1/3	
水平板，热面朝下	$3 \times 10^5 \sim 3 \times 10^{10}$	层 流	0.27	1/4	
	$> 3 \times 10^{10}$	湍 流	不能达到		

【例 5-5】水箱式冷却器内，表面温度  $t_w = 55^\circ\text{C}$ ，外径  $d_0 = 50\text{mm}$  的水平管浸没于  $25^\circ\text{C}$  的水中，试求管壁对水的对流传热系数。

解：水箱内的水流动速度极小，可视为无限空间的自然对流，先求  $Pr \cdot Gr$ 。

定性温度：
$$t_m = \frac{1}{2}(t_w + t) = \frac{1}{2}(55 + 25) = 40^\circ\text{C}$$

查附录，水在  $40^\circ\text{C}$  下的物性：

$$\rho = 992.2 \text{ kg/m}^3$$

$$\lambda = 0.6333 \text{ W/(m} \cdot \text{K)}$$

$$\mu = 0.6532 \text{ mPa} \cdot \text{s}$$

$$Pr = 4.31$$

$$\beta = 3.87 \times 10^{-4} 1/\text{K}$$

所以 
$$Gr = \frac{\beta \cdot g \Delta t \rho^2 \cdot l^3}{\mu^2} = \frac{3.87 \times 10^{-4} \times 9.81 \times (55 - 25) \times 992.2^2 \times 0.05^3}{(0.6532 \times 10^{-3})^2}$$

$$= 3.28 \times 10^7$$

$$Pr \cdot Gr = 4.31 \times 3.28 \times 10^7 = 1.42 \times 10^8$$

查表 5-5，属于水平管外层流。

$$\alpha = 0.53 \times \frac{0.6333}{0.05} (1.42 \times 10^8)^{1/4} = 755 \text{ W/(m}^2 \cdot \text{K)}$$

从表 5-5 可见，自然对流的  $Pr \cdot Gr$  乘积超过一定数值后则处于湍流状态，其时，指数  $n = 1/3$ ，即对流传热系数  $\alpha$  与定性尺寸  $l$  无关，称为自动模化阶段，了解这点对进行模型实验很有好处。

自然对流的传热系数比强制对流时的要小得多，所以在换热设备中应尽量避免在纯自然对流下操作。

### 第三节 沸腾与冷凝传热

在对流传热过程中，如果伴随有相态的变化，则其传热机理与规律和单相传热相比将有显著不同。本节将分别讨论单组分流体的沸腾与冷凝传热的特点及关联式。

#### 一、沸腾传热

##### (一) 大容器内的饱和沸腾

化工精馏装置的再沸器就是利用加热管使液体沸腾汽化的设备。液体在热表面上的沸腾可以分为大容器内的沸腾和管内强制对流沸腾两种。前者是指热表面浸没于大容器内的无强制流动的液体之中所发生的沸腾传热，液体在热表面上所形成的气泡可以不受干扰地脱离表面并自由浮升，因此热表面与液体间的传热只是由自然对流及气泡的扰动所引起。另一种情况是液体在压力差的作用下以一定速度从加热管内流过并同时发生沸腾，此称强制对流沸腾，液体在受热后所形成的气泡不能自由浮升而被强制流动的液体所夹带，出现了气-液混相的流动，因此其沸腾传热机理要比大容器中的沸腾更为复杂。

无论是大容器或管内沸腾，又都可分为过冷沸腾与饱和沸腾两种。若液体的主体温度低于所处压力下液体的沸点，但壁温却高于沸点，那么在壁面上所形成的气泡在脱离壁面前后都可能与过冷液体换热而后重新凝结，那么壁与液体的传热是通过气泡的不断生成(气化)及不断消失(凝结)的过程来实现的，此称过冷沸腾，其机理较为复杂，目前研究还很不充分。当液体温度达到了所处压力下液体的沸点时，那么气泡在壁面生成后，不会再被液体所

冷凝，而是得以聚合而成为较大的气泡，这称为饱和沸腾。本节只局限于讨论大容器内的饱和沸腾。

## (二) 沸腾现象

液体在大容器内的饱和沸腾过程和气泡的生成与增大的过程密切相关。假定加热面温度为  $t_w$ ，液体在所处压力下的沸点为  $t_s$ ，液体的实际温度为  $t_f$ ，实验表明：饱和沸腾时  $t_f$  略大于  $t_s$ ，温差  $t_f - t_s$  称为液体的过热度。气泡首先在加热面上的个别点上生成（这些地方称为汽化核心），然后加热面及液体继续供给气泡热量，使其不断长大，到一定尺寸以后，它们脱离加热面，通过液层向上浮升，浮升过程中气泡体积迅速增加，最后穿出液面与其上的气体汇合。与此同时，新的气泡又继续生成，并重复以上过程。

由于加热表面具有最大的过热度，所以它是生成气泡的最佳场所。但是，通常气泡只能在所谓“汽化核心”的地方生成。研究表明：汽化核心与壁面材料的物化性质、表面粗糙度有关；气泡在壁面上长大到某一尺寸后将克服壁面的附着力而上浮，这一附着力与液体对壁面的润湿能力有关，当表面能被液体润湿时，附着力较小，气泡易于脱离；此外，压力对气泡脱离壁面的直径也有显著影响，压力越高，则“脱离直径”越小，气泡生成的频率越高，对流传热系数也越大。

紧靠着加热表面的液体层过热度最大，常压下水沸腾的这一过热度约为  $6 \sim 8^\circ\text{C}$ ，而主体温度也超出饱和温度  $0.4 \sim 0.8^\circ\text{C}$  左右。气泡在浮升过程中与过热液体的接触使其体积迅速增加，有时甚至可增加 10 倍以上。过热液体与气泡的换热强度是很高的，其对流传热系数有时可达  $2 \times 10^5 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，所以人们普遍认为在沸腾过程中热量先是通过加热面传给液体，然后液体再传给气泡的。

由于气泡在加热面上不断产生、长大与脱离，液体不断冲刷热表面，使在加热面附近形成激烈的扰动，故沸腾传热系数比同种液体无相变时高得多。

## (三) 饱和沸腾曲线

液体在大容器内的饱和沸腾随温差  $\Delta t = t_w - t_s$  的变化将出现不同类型的沸腾状态，现以大气压下水在铂电热丝加热下的沸腾传热情况为例作具体的说明。根据实验数据， $\alpha \sim \Delta t$  关系表示在图 5-13 上，这一曲线称为水在这一特定条件下的饱和沸腾曲线，可按温差的不同，将曲线分为以下几个区域：

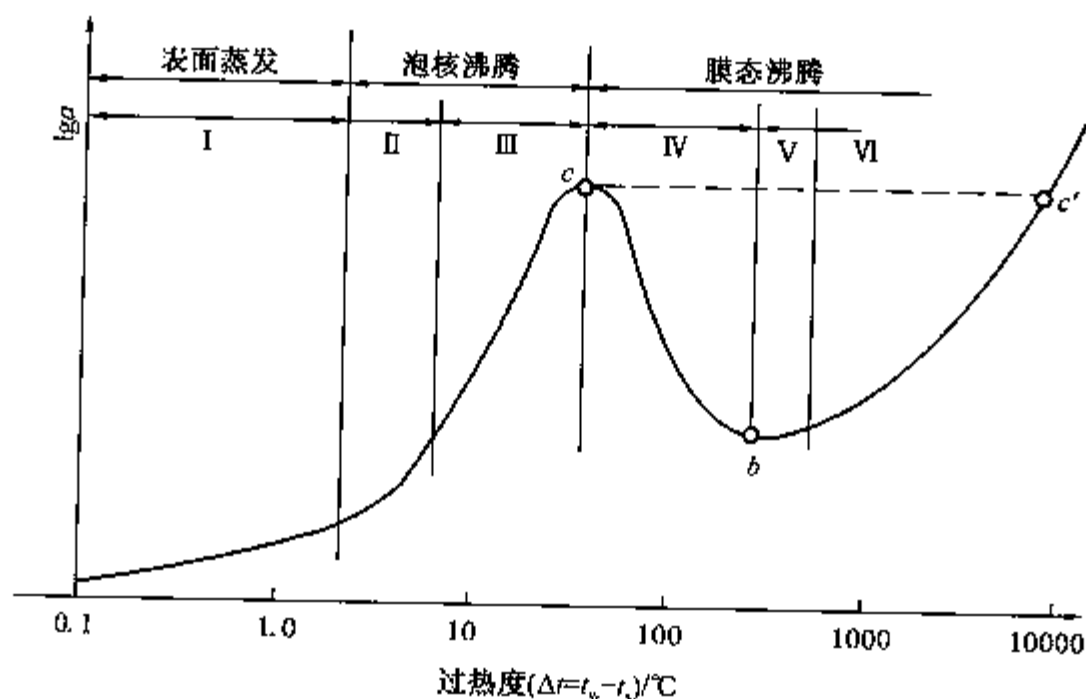


图 5-13 大气压下水的饱和沸腾曲线

1. 区域Ⅰ  $\Delta t < 2.2^\circ\text{C}$ ; 因温差较小, 加热面上的液体过热程度较低, 液体只发生自然对流; 当热液体浮升至液面时, 发生表面蒸发。随  $\Delta t$  的增加,  $\alpha$  增大, 但自然对流的传热系数值是比较低的。

2. 区域Ⅱ 当  $\Delta t > 2.2^\circ\text{C}$ , 热表面开始生成气泡, 气泡的上浮与脱离, 加剧了壁面与液体的传热, 所以  $\alpha$  较区域Ⅰ增加较多, 曲线出现转折。但由于液体过热度还不大, 气泡从表面脱离后还可能重新凝结。

3. 区域Ⅲ 随着  $\Delta t$  的进一步增加, 气泡产生的频率骤增, 且能浮升至表面进入气相空间, 传热得以强化, 故曲线陡升。区域Ⅱ与区域Ⅲ中, 传热都是靠气泡的生成、脱离与浮升, 使热表面不断更新, 液体受到强烈扰动,  $\alpha$  随  $\Delta t$  增加而迅速增加, 在这两个区域中气泡对传热起了决定性的作用, 因此把这两个区域的沸腾称为泡核沸腾。

4. 区域Ⅳ 当  $\Delta t$  继续增加, 越过 C 点以后, 加热面上产生的气泡增加太多, 以致来不及脱离, 而是在热表面积聚并连接成一层不稳定的蒸气膜, 该膜覆盖了热表面, 使液体与热表面隔开; 由于气体的导热性能很差, 使传热系数陡降。这种带有气膜附加热阻的沸腾称为膜态沸腾。在此区域由于气膜初成还不稳定, 随  $\Delta t$  的增加, 气膜厚度增大,  $\alpha$  随之降低。

从泡核沸腾向膜态沸腾过渡的转折点——C 点, 称为临界点, 临界点上的温差、传热系数及热流密度分别称为临界温差  $\Delta t_c$ 、临界传热系数  $\alpha_c$  及临界热流密度  $q_c$ 。大气压下水的饱和沸腾:  $\Delta t_c = 25^\circ\text{C}$ ,  $\alpha_c = 5.35 \times 10^4 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。

5. 区域Ⅴ 当  $\Delta t$  再次增加到  $250^\circ\text{C}$  左右, 在热表面上形成了一层稳定的气膜, 此时,  $\alpha$  随  $\Delta t$  的增加变化不大, 此区域为稳定的膜态沸腾。

6. 区域Ⅵ 再增加  $\Delta t$  到  $550^\circ\text{C}$ , 则由于气膜内辐射传热加强,  $\alpha$  随  $\Delta t$  的增加而增加。

比较上述各不同阶段的沸腾状态, 泡核沸腾具有传热系数大, 壁温低的优点, 所以在再沸器或锅炉中应在泡核沸腾的状态下操作, 为此必须严格控制, 使其温差不超过临界值, 以避免膜态沸腾的出现, 因为膜态沸腾不仅使  $\alpha$  剧降, 降低设备的利用率, 而且由于壁温过高, 传热不良, 有可能使设备损坏。

#### (四) 沸腾传热计算

沸腾传热过程相当复杂。对大容器泡核沸腾的影响因素大概可分为以下几个方面:

(1) 温差及操作压力。

(2) 液体的物性。主要有表面张力  $\sigma$ , 黏度  $\mu$ , 汽化潜热  $r$ , 导热系数  $\lambda$ , 比热容  $c_p$ , 密度  $\rho_l$  及气相密度  $\rho_v$ 。

(3) 热表面的粗糙度、物理性质及润湿性。

目前, 由于研究工作尚不成熟, 有关文献所报道的沸腾传热系数关联式都有一定的局限性, 建议用特定条件下的经验数据综合而成的关联式:

$$\alpha = A \Delta t^{(n-1)} \quad (5-52)$$

式中  $\alpha$ ——泡核沸腾传热系数  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ;

$\Delta t$ ——温差,  $\Delta t = t_w - t_s, ^\circ\text{C}$ ;

$A, n$ ——与液体物性、操作压力表面状况有关的常数, 见表 5-6, 表中同时给出该物系的临界温差。

此外, 莫斯廷斯基 (Mostinski) 半经验公式, 由于所需流体物性数据较少, 使用也较为广泛。对单根管外大容器沸腾,

$$\alpha = 1.163 Z_1 \Delta t^{2.33} \quad (5-53)$$

式中

$$Z_1 = \left[ 0.1 \left( \frac{p_c}{9.81 \times 10^4} \right)^{0.69} (1.8 p_R^{0.17} + 4 p_R^{1.2} + 10 p_R^{10}) \right]^{3.33}$$

(5-54)

其中  $p_c$ ——沸腾液的临界压力, Pa;

$p_R$ ——沸腾液的对比压力,  $p_R = \frac{p}{p_c}$ , 无因次。

式(5-53)、式(5-54)的使用条件是:  $p_c > 3\text{MPa}$ ,  $p_R = 0.01 \sim 0.9$ ,  $q < q_c$ 。

表 5-6 泡核沸腾传热系数[ W/(m<sup>2</sup>·℃) ]及临界温差(℃)  
 $\alpha = A \Delta t^{n-1}, q = A \Delta t^n$

物 质	压力/MPa	A	n	Δt 范围/℃	临界温差/℃	加热体
丙 烷	0.137~0.245	628	2.5	4~8	—	水平管
丙 烷	1.18	765	2.0	8~14	28	垂直管
丙 烷	1.7	1128	2.0	6~17	22	垂直管
正丁烷	0.137~0.245	175	2.64	4~8	—	水平管
正戊烷	0.147	0.022	4.70	17~33	33	垂直管
正戊烷	0.402	0.73	4.16	11~25	25	垂直管
正戊烷	0.794	16.4	3.27	8~19	19	垂直管
正戊烷	1.48	410	2.91	4~11	14	垂直管
正庚烷	0.045	0.1035	3.85	28~45	45	垂直管
正庚烷	0.101	10.5	2.90	17~33	33	垂直管
正庚烷	0.343	39.1	2.90	14~22	22	垂直管
正庚烷	0.794	143	2.75	11~19	19	垂直管
正庚烷	1.48	1230	2.20	3~14	14	垂直管
煤 油	0.101	36.9	3.19	6~8	>8	水平管
苯	0.101	0.15	3.87	25~50	50	垂直管
苯乙烯	0.0186	121	2.05	11~50	—	水平板
苯乙烯	0.101	305	2.05	11~28	—	水平板
甲 醇	0.101	34.3	3.25	6~8	>8	垂直管
乙 醇	0.101	0.675	3.73	22~33	33	垂直管
异丙醇	0.101	78	2.40	6~33	33	垂直管
正丁醇	0.101	8.37	3.21	8~17	17	水平管
四氯化碳	0.101	3.14	2.90	11~22	—	垂直管
四氯化碳	0.101	14.5	3.14	8~14	>14	水平管
丙 酮	0.101	2.21	3.85	11~22	22	水平板
甲乙酮	0.101	650	1.84	11~28	28	金属丝
水	0.101	285	3.14	3~6	>6	水平管
水	0.101	650	2.35	6~19	19	垂直管
水	0.101	0.95	4.90	8~19	19	金属丝
氮	0.101	2.90	2.67	3~7	>7	垂直管
氟利昂 12	0.415	14.5	3.82	7~11	>11	水平管

(五) 沸腾传热的强化

如前所述, 加热表面的粗糙度及物理性质对沸腾传热有较大的影响。一般说来, 适当增

加表面粗糙度并选择适宜的金属表面有利于气化中心的形成，从而增强沸腾传热。近期的研究表明，在金属表面上喷涂聚三氟乙烯树脂形成树脂斑点，将可使低温差下的泡核沸腾得以强化，同时也可以减少低温差而引起的传热不安定现象(即泡核沸腾与自然对流两种不同类型的沸腾状态的跳跃转换)；此外，往沸腾液中加入微量添加剂以降低液体的表面张力，有时也是提高沸腾传热系数的有效途径。

## 二、冷凝传热

蒸气与低于饱和温度的冷壁接触，释放出潜热后冷凝为液体，这一过程称为冷凝传热。蒸气可分为纯物质及多组分混合物，还可能以过热态及饱和态两种形式出现。本节只讨论单组分饱和蒸气在冷壁上的冷凝传热。

### (一) 膜状冷凝与滴状冷凝

单组分饱和蒸气与冷壁换热后，冷凝为同温度的饱和液体。在恒压下，冷凝过程中气相的温度是恒定的，即在气相中不存在温差，自然也没有热阻，但蒸气与壁面的温度是不同的，所以冷凝过程只发生在壁面上。如果壁面能被凝液所润湿，则在冷壁上形成一层凝液膜，蒸气的冷凝只能在液膜的表面上进行，蒸气与冷壁的传热过程必须穿过这层液膜，所以饱和蒸气冷凝传热的热阻应集中在这层液膜之中，这种冷凝方式称之为膜状冷凝。工业上冷凝器的传热过程大都属于此类。

如果壁面不能被凝液所润湿，那么蒸气被冷凝后将成为液滴，并因本身的重力沿冷表面滚落，这种冷凝过程称为滴状(或珠状)冷凝。此时，由于凝液在壁面不能形成一个使蒸气与壁面隔开的液膜，所以大部分壁面裸露于蒸气之中，因少了一层液膜的导热热阻，故使传热得以强化。实验表明，滴状冷凝的传热系数较膜状冷凝约可高出 5~10 倍。但滴状冷凝在工业装置中很少发生，即使采用人工方法(如加入树脂状添加剂)促成滴状冷凝，也不可能持久。因此化工中冷凝器的计算均按膜状冷凝考虑。

### (二) 冷凝传热系数

假设饱和蒸气在一垂直平壁外冷凝，沿壁面形成一层凝液膜，借着重力的作用顺壁流下。若液膜是按层流方式流动的，则越往下，液膜厚度越大，随着厚度  $\delta$  的增加，导热热阻增大，传热系数则越来越小；与液膜厚度达到一定程度后，液膜流动由层流变为湍流，这时  $\alpha$  值开始回升，且随湍流程度的增大，越往下  $\alpha$  值越大。 $\alpha$  随壁高的这种不均匀分布可由图 5-14 定性地看出。

在冷凝器的计算中需要了解的是沿整个壁面的平均冷凝传热系数，下面根据凝液膜的不同流动型态分别讨论。

#### 1. 层流时的冷凝传热系数

努塞特(Nusselt)于 1916 年首先提出了纯组分饱和蒸气在垂直壁面层流时膜状冷凝的理论分析，这是冷凝传热研究的基础。其基本假设有：假定壁与凝液的温度均为恒定；凝液的物性参数处处相同；蒸气处于静止状态；液体的加速度为零；液体所受的浮力可忽略不计；蒸气与壁的传热仅为通过凝液膜的导热过程。在稳定的情况下，液膜下流时与壁面间所产生的摩擦阻力恰与该液膜的重力达成平衡，由此可推得单位宽度壁面的总冷凝液量应为

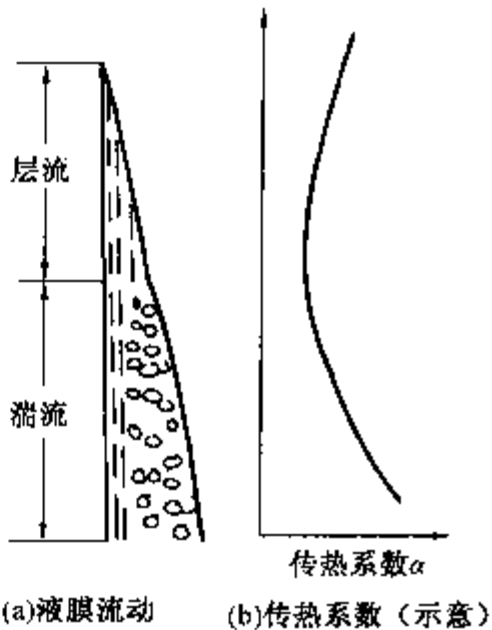


图 5-14 蒸气在垂直壁上的冷凝



$$M = \frac{\rho^2 \cdot g \delta_M^3}{3\mu} \quad (5-55)$$

式中  $M$ ——单位壁宽凝液的总质量流量,  $\text{kg}/(\text{s} \cdot \text{m})$ ;

$\delta_M$ ——液膜的最大厚度,  $\text{m}$ 。

显然, 若壁宽为  $B(\text{m})$ , 则通过液膜所传递的热量:

$$Q = B \cdot M \cdot r = \alpha \cdot A \Delta t \quad (5-56)$$

$$A = B \cdot L$$

上式  $r$ ——蒸气的冷凝潜热,  $\text{J}/\text{kg}$ ;

$L$ ——垂直壁的高度,  $\text{m}$ 。

式(5-73)经整理后可得

$$\alpha = \frac{M \cdot r}{L \cdot \Delta t} \quad (5-57)$$

将式(5-55)代入式(5-57)中可得

$$\alpha = \frac{\rho^2 \cdot g \cdot \delta_M^3 \cdot r}{3\mu L \Delta t} \quad (5-58)$$

因假定传热过程为一通过凝液膜的纯导热过程, 故  $\alpha$  必与膜厚  $\delta_M$  成反比而与导热系数  $\lambda$  成正比,

即 
$$\alpha = C \cdot \frac{\lambda}{\delta_M} \quad (5-59)$$

可得

$$\delta_M = \frac{C\lambda}{\alpha} \quad (5-59a)$$

将式(5-59a)代入式(5-58), 消去  $\delta_M$ , 则:

$$\alpha = \frac{\rho^2 \cdot g \cdot \left(\frac{C\lambda}{\alpha}\right)^3 \cdot r}{3\mu L \Delta t}$$

或

$$\alpha = C' \left( \frac{\rho^2 \cdot g \cdot r \lambda^3}{\mu L \cdot \Delta t} \right)^{1/4} \quad (5-60)$$

经实验结果验证, 对垂直壁有

$$\alpha = 1.13 \left( \frac{\rho^2 \cdot g \cdot r \cdot \lambda^3}{\mu \cdot L \cdot \Delta t} \right)^{1/4} \quad (5-61)$$

式中  $L$ ——垂直壁(或垂直管)高,  $\text{m}$ 。

对单根水平管有

$$\alpha = 0.725 \left( \frac{\rho^2 \cdot g \cdot r \cdot \lambda^3}{\mu \cdot d_0 \cdot \Delta t} \right)^{1/4} \quad (5-62)$$

式中  $d_0$ ——管外直径,  $\text{m}$ 。

式(5-61)和式(5-62)中的所有物性参数, 除冷凝潜热  $r$  应按蒸气的饱和温度  $t_s$  查取外, 其余各参数( $\rho$ 、 $\mu$ 、 $\lambda$ )均应取凝液在膜温  $t_m$  [ $t_m = (t_s + t_w)/2$ ] 下的数值。

蒸气在管内的冷凝情况较为复杂,读者可参考文献[6]。

## 2. 湍流时的冷凝传热系数

当垂直壁的高度足够大或凝液量足够多时,壁的底部液膜的流动可能由层流转变为湍流,转变的准则仍可用雷诺数  $Re$ ,

$$Re = \frac{d_e u \rho}{\mu}$$

若以  $S$  为凝液流过的截面积( $m^2$ ),  $B$  为润湿周边长,即垂直壁宽( $m$ ),  $m_s$  为凝液的总质量流量( $kg/s$ ),  $M$  为单位壁宽的冷凝液流量,称为冷凝负荷 [ $kg/(m \cdot s)$ ], 故有

$$d_e = 4S/B, u \rho = m_s/S$$

可得

$$Re = \frac{\left(\frac{4S}{B}\right)\left(\frac{m_s}{S}\right)}{\mu} = \frac{4M}{\mu} \quad (5-63)$$

在设计计算中,若热负荷  $Q$  为已知时,

$$M = \frac{Q}{B \cdot r} \quad (5-64)$$

实验表明,当  $Re \leq 2000$  时为层流;

当  $Re > 2000$  时为湍流。

湍流时冷凝传热系数一般用  $Re$  的函数形式表示:

$$\alpha^* = 0.0077 Re^{0.4} \quad (5-65)$$

式中  $\alpha^* = \alpha \left( \frac{\mu^2}{\rho^2 \cdot g \lambda^3} \right)$ , 无因次,称为冷凝准数。

式(5-65)可整理为:

$$\alpha = 0.0077 \left( \frac{\rho^2 \cdot g \cdot \lambda^3}{\mu^2} \right)^{1/3} \left( \frac{4M}{\mu} \right)^{0.4} \quad (5-65a)$$

将式(5-64)代入式(5-65a)可得

$$\alpha = 0.0077 \left( \frac{\rho^2 \cdot g \cdot \lambda^3}{\mu^2} \right)^{1/3} \left( \frac{4Q}{Br\mu} \right)^{0.4}$$

或

$$\alpha = 0.0077 \left( \frac{\rho^2 \cdot g \cdot \lambda^3}{\mu^2} \right)^{1/3} \left( \frac{4L \cdot \alpha \Delta t}{r\mu} \right)^{0.4} \quad (5-65b)$$

即

$$\alpha = 3 \times 10^{-4} \left( \frac{\rho^2 \cdot g \cdot \lambda^3}{\mu^2} \right)^{5/9} \left( \frac{4 \cdot L \cdot \Delta t}{r\mu} \right)^{2/3} \quad (5-65c)$$

对于单根水平管,由于管径比垂直壁的壁高小得多,一般难以形成湍流。

## 3. 水平管束外的冷凝传热系数

在工业列管换热器中,蒸气一般在水平管束外冷凝。与单根管相比,管束除上面第一排外,其余各排的凝液流动均受上面各排管子流下的液流影响,使液膜增厚,热阻增加,传热系数不如单根管外的数值大;又考虑到凝液下流时还可能产生撞击和飞溅,有利于传热,建议在水平单管的传热公式[式(5-62)]中将定性尺寸  $d_0$  改为  $n^{2/3} \cdot d_0$ , 其中  $n$  为垂直方向上管列的管子平均根数。即对水平管束有:

$$\alpha = 0.725 \left( \frac{\rho^2 \cdot g \lambda^3 \cdot r}{n^{2/3} d_0 \mu \Delta t} \right)^{1/4} \quad (5-62a)$$

在标准换热器选用计算时，一般只提供管子总根数的资料，所以垂直方向上管列的管子平均根数  $n$  可由下式求得：

$$n = \frac{N}{n_s} \quad (5-66)$$

式中  $N$ ——管束的管子总根数；

$n_s$ ——垂直列数。

对不同排列方式的管束(见图 5-15)， $n_s$  值可按下列各式估计：

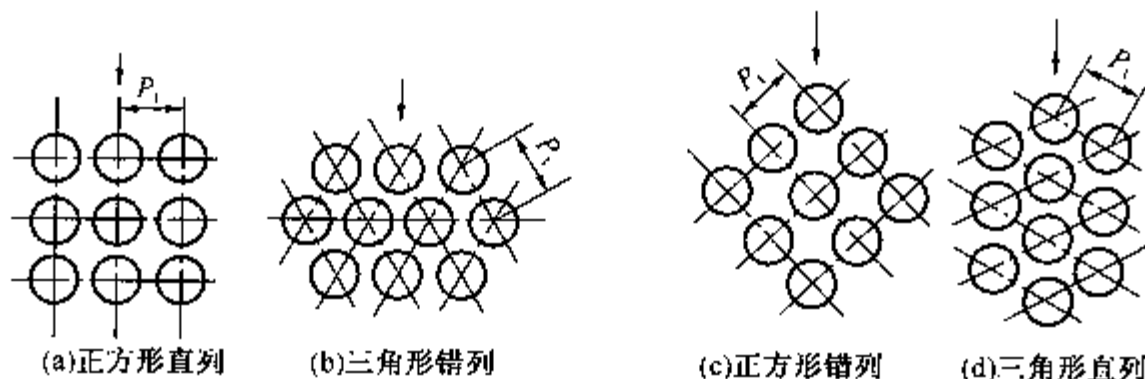


图 5-15 管子排列方式

正方形错列：

$$n_s = 1.370 N^{0.518}$$

正方形直列：

$$n_s = 1.288 N^{0.480}$$

正三角形错列：

$$n_s = 2.08 N^{0.495}$$

正三角形直列：

$$n_s = 1.022 N^{0.519}$$

(5-67)

### (三) 影响冷凝传热的因素

由努塞特膜状冷凝理论分析可知，传热热阻是由凝液膜的导热阻力所决定，所以凡与液膜导热有关的各类因素都构成对冷凝传热的影响，主要有下述几个方面：

1. 凝液的物性 由式(5-61)和式(5-62)可见，凝液的密度  $\rho$ 、导热系数  $\lambda$ 、汽化潜热  $r$  均对冷凝传热产生正影响，而黏度  $\mu$  则为负影响。

2. 凝液膜两侧的温差(即  $\Delta t = t_s - t_w$ ) 当  $\Delta t$  增大，冷凝速率增加，液膜增厚，导热热阻增加，不利于冷凝传热。

3. 冷壁的表面状况 若表面粗糙或有腐蚀、氧化层，则传热系数显著降低。一般没有经过清洗的换热管壁其传热系数可能比理论值约低 20% ~ 25%。

4. 蒸气的过热度 过热蒸气的冷凝包括了气体的冷却及饱和蒸气的冷凝两个步骤，但由于壁温低于饱和温度，所以过热蒸气很快就在靠近壁面处达到饱和，故过热蒸气与饱和蒸气的冷凝过程相似，只需将式(5-61)、式(5-62)两式中的潜热  $r$  换为  $r'$  即可。

$$r' = r + c'_p (t_g - t_s) \quad (5-68)$$

式中  $t_g$ ——过热蒸气的温度，℃；

$c'_p$ ——过热蒸气的平均比热容，J/(kg·℃)。

因  $r' > r$ ，故过热蒸气冷凝传热系数的计算值略高，但这种差别并不大，工程计算中过热度的影响往往可以忽略不计。

5. 蒸气流向及流速 式(5-61)的推导中，只考虑了重力及摩擦力对凝液膜流动的影响，但忽略了蒸气对液膜的作用力。实际上当蒸气向下与液体同向流动时，蒸气将促进凝液

的流动，膜厚减小，有利于传热；相反，若蒸气向上与液体逆向流动，就会降低液膜下流速度，使膜厚增加，传热系数  $\alpha$  减小。因此冷凝器中气体均应从上向下流动。此外，一般只当蒸气速度超过 10m/s 时才考虑其对传热的影响。

6. 不凝气的含量 当蒸气中含有微量的不凝性气体或在操作条件下有少量不能冷凝的组分存在时，冷凝传热系数将大大降低。其原因是在连续操作的冷凝器中，可凝气体不断被冷凝，而不凝气将在冷凝空间内不断积聚，形成一个不凝气膜，使冷凝传热过程增加了一额外的气膜导热热阻，从而恶化了蒸气到冷壁的传热过程。以水蒸气冷凝为例，当水蒸气与冷壁的温差为 10℃ 时：

不含不凝气时， $\alpha \approx 12000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ；

含空气 1% (体积分数) 时， $\alpha \approx 7000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ；

含空气 2% (体积分数) 时， $\alpha \approx 4100 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。

所以，如果用水蒸气作为加热剂时，要经常把积聚于冷凝器内的空气放出，否则将大大降低加热效果。不凝气的存在也是炼厂催化裂化分馏塔顶冷凝器传热情况不良以致需用循环回流代替塔顶冷回流的主要原因。

【例 5-6】 52℃ 的正戊烷饱和蒸气 (潜热  $r = 348 \text{ kJ/kg}$ ) 在一卧式列管换热器的管外冷凝，已知：平均壁温  $t_w = 35^\circ\text{C}$ ；戊烷在膜温 44℃ 下的物理参数如下： $\mu = 1.2 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ ， $\lambda = 0.157 \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ， $\rho = 770 \text{ kg/m}^3$ ；总管数 154 根管外径 25mm，管长 5m，管子排列方式为正三角形错列。试计算：

(1) 冷凝传热系数；

(2) 若换热器改为垂直放置，其传热系数降为多少？

解：

(1) 属水平管束外的冷凝，式 (5-62a) 适用，故

$$\alpha = 0.725 \left( \frac{\rho^2 \cdot g \cdot \lambda^3 \cdot r}{n^{2/3} \cdot d_0 \cdot \mu \cdot \Delta t} \right)^{1/4}$$

管子为正三角形错列，可知

$$n_s = 2.08 N^{0.495} = 2.08 \times (154)^{0.495} = 25.17$$

则

$$n = \frac{N}{n_s} = \frac{154}{25.17} = 6.12$$

$$\alpha = 0.725 \left[ \frac{770^2 \times 9.81 \times 0.157^3 \times 348 \times 10^3}{6.12^{2/3} \times 0.025 \times 1.2 \times 10^{-3} \times (52 - 35)} \right]^{1/4} = 1061 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

检验是否为层流

$$\begin{aligned} M &= \frac{Q}{n_s l \cdot r} = \frac{\alpha \cdot N \pi d_0 l \cdot \Delta t}{n_s \cdot l \cdot r} \\ &= \frac{1061 \times 154 \times \pi \times 0.025 \times 17}{25.17 \times 348 \times 10^3} = 0.025 \text{ kg/m} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{4M}{\mu} = \frac{4 \times 0.025}{1.2 \times 10^{-3}} = 83 < 2000 \text{ 为层流}$$

(2) 垂直放置时，应采用式 (5-61)：

$$\alpha' = 1.13 \left( \frac{\rho^2 \cdot g \cdot r \lambda^3}{\mu l \cdot \Delta t} \right)^{1/4}$$

$$\begin{aligned}\frac{\alpha'}{\alpha} &= \frac{1.13(l)^{-1/4}}{0.725(n^{2/3} \cdot d_0)^{-1/4}} = \frac{1.13}{0.725} \left( \frac{n^{2/3} \cdot d_0}{l} \right)^{1/4} \\ &= \frac{1.13}{0.725} \left( \frac{6.12^{2/3} \times 0.025}{5} \right)^{1/4} = 0.56 \\ \alpha' &= 0.56 \times 1061 = 595 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})\end{aligned}$$

检验  $Re$ :

$$\begin{aligned}M &= \frac{Q}{N \cdot \pi d_0 r} = \frac{\alpha \cdot N \pi d_0 l \Delta t}{N \cdot \pi d_0 r} \\ &= \frac{595 \times 5 \times 17}{348 \times 10^3} = 0.145 \text{ kg/m} \\ Re &= \frac{4M}{\mu} = \frac{4 \times 0.145}{1.2 \times 10^{-3}} = 484.4 < 2000 \text{ 为层流。}\end{aligned}$$

所用公式正确。由上例可见同一冷凝器，垂直放置时的传热系数仅为水平放置时的 56%，因此，除有特殊需要外，冷凝器以卧式安装为宜。

### 第四节 两流体间的传热计算

在石油化工装置中，需要将物料加热或冷却至指定温度时，常由另一种温度较高或较低的流体供给或取走其热量。又因被加热与被冷却流体不允许直接混合，所以一般在间壁换热器中完成两流体的热量交换过程，这一过程称为流体间的传热过程。本节将对此过程进行分析计算，以决定完成一定传热任务所需的传热面积等。而联系这一过程的基本方程式有两个，即热量衡算方程及传热速率方程。

#### 一、热量衡算方程

以图 5-16 中一套管换热器内的稳定传热过程为例。假定热流体走内管，其质量流量为  $m_1$ ，平均比热容为  $c_{p,1}$ ，进出口温度分别为  $T_1$ 、 $T_2$ ；冷流体走环隙，质量流量为  $m_2$ ，平均比热容为  $c_{p,2}$ ，进出口温度分别为  $t_1$ 、 $t_2$ 。如果在整个换热过程中，两流体均不发生相态变化，则通过换热器：

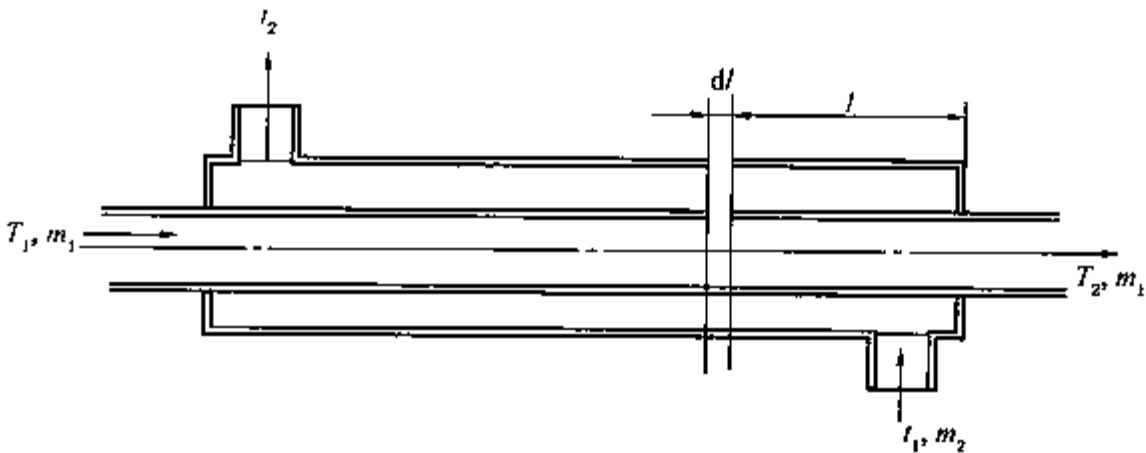


图 5-16 套管换热器中的传热

热流体放出的热量

$$Q_1 = m_1 c_{p,1} (T_1 - T_2) \tag{5-69}$$

冷流体吸收的热量

$$Q_2 = m_2 c_{p,2} (t_2 - t_1) \tag{5-70}$$

式中参数的单位  $Q_1, Q_2$ ——W;

$m_1, m_2$ ——kg/s;

$T_1, T_2, t_1, t_2$ ——℃。

若换热器的热损失为  $Q_f$  (W), 则有

$$Q_1 = Q_2 + Q_f \quad (5-71)$$

$Q_f$  的大小视换热器的保温情况而定, 如果保温良好, 热损失可忽略, 则有

$$Q_1 = Q_2 = Q$$

即 
$$Q = m_1 c_{p,1} (T_1 - T_2) = m_2 c_{p,2} (t_2 - t_1) \quad (5-72)$$

式中  $Q$  称为换热器的热负荷。

若流体在换热过程中发生相态变化, 则可用热焓差来表示热负荷。

$$Q_1 = m_1 (I_1 - I_2) \quad (5-73a)$$

$$Q_2 = m_2 (i_2 - i_1) \quad (5-73b)$$

式中  $I_1, I_2, i_1, i_2$  分别为热流体与冷流体的进出口热焓, J/kg。

忽略热损失, 则有

$$Q = m_1 (I_1 - I_2) = m_2 (i_2 - i_1) \quad (5-74)$$

若某一流体在换热过程中只发生单纯的冷凝或汽化, 则:

$$Q_1 = m_1 r_1 \quad (5-75a)$$

$$Q_2 = m_2 r_2 \quad (5-75b)$$

式中  $r_1, r_2$ ——热流体及冷流体的冷凝或气化潜热, J/kg。

以上各热量衡算式均是针对整个换热器而言的, 如果需要了解流体温度随管长(或随换热面积)的变化情况, 则需要取微元管长  $dl$ , 在这一管长范围内, 热流体温度变化为  $dT$ , 冷流体温度变化为  $dt$ , 若无相态变化, 则

$$dQ = m_1 c_{p,1} dT = m_2 c_{p,2} dt \quad (5-76)$$

【例 5-7】 计算煤油套管冷却器的冷却水用量。已知: 煤油走环隙, 流量为 6000 kg/h, 进口温度 140℃, 出口温度 40℃, 平均比热容为  $2.22 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ , 冷却水走内管, 入口温度 28℃, 出口温度 36℃。

解:

(1) 求换热器热负荷

$$Q_1 = m_1 c_{p,1} (T_1 - T_2) = 6000 \times 2.22 \times 10^3 \times (140 - 40) / 3600 = 370 \text{ kW}$$

(2) 求冷却水用量  $m_2$

若忽略热损失, 则有  $Q_1 = Q_2 = Q$

$$Q_2 = m_2 c_{p,2} (t_2 - t_1) = Q_1$$

$$\text{水的平均温度 } t_m = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{28 + 36}{2} = 32^\circ\text{C};$$

查水在 32℃ 时的比热容  $c_{p,2} = 4.17 \times 10^3 \text{ J}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$

$$m_2 = \frac{Q}{c_{p,2} (t_2 - t_1)} = \frac{370}{4.17 \times (36 - 28)} = 11.08 \text{ kg/s} = 40 \text{ t/h}$$

【例 5-8】 某炼厂精馏塔原料预热器, 用饱和水蒸气加热油品, 蒸汽压力为 0.38 MPa (表), 油品流量为 4200 kg/h, 进出口温度为 60℃ 及 130℃, 平均比热容  $2.177 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ , 求蒸汽耗量 (kg/h)。



解：忽略热损失，则有

$$Q = Q_2 = m_2 c_{p,2} (t_2 - t_1) = 4200 \times 2.177 \times 10^3 (130 - 60) / 3600 = 177.8 \text{ kW}$$

又有

$$Q = Q_1 = m_1 r_1$$

查附录 0.48 MPa(绝)饱和水蒸气的冷凝潜热为 2115 kJ/kg，则

$$m_1 = \frac{Q}{r_1} = \frac{177.8}{2115} = 0.084 \text{ kg/s} = 303 \text{ kg/h}$$

## 二、传热速率方程

如前所述只要有温差存在，就会有热量传递过程发生。在本章第一、二和三节中，分别讨论了导热及对流传热，在换热器中这两种传热方式是同时存在的。仍以图 5-16 的套管换热器为例，热流体在管内流过时，是通过对流传热的方式把热量传给管内壁表面的，然后再以导热方式由管内壁传至管外壁，最后又以对流传热的方式把热量从管外壁传给冷流体。即在间壁换热器中的传热过程是由对流传热—导热—对流传热三个步骤串联而成的。严格地说，换热器也存在热辐射方式的传热，但由于一般的工业换热器内，流体的温度都不是很高（与工业加热炉内的温度相比），热辐射所占的份量不大，常常可以忽略不计。

如图 5-16，在逆流套管换热器中取一小管段（长度为  $dl$ ）的传热面（ $dA$ ）进行分析，假定热流体在管内的温度为  $T$ ，管内壁温度为  $T_w$ ，管外壁温度为  $t_w$ ，冷流体在管外的温度为  $t$ ，内管的内外径分别为  $d_i$ 、 $d_o$ ，管内外的对流传热系数分别为  $\alpha_i$ 、 $\alpha_o$ ，管壁导热系数为  $\lambda$ ，厚度为  $\delta$ ；各个过程的传热速率分别为：

热流体对管内壁的对流传热速率：

$$dQ_1 = \alpha_i (T - T_w) dA_i$$

管内壁至管外壁的导热速率：

$$dQ_2 = \frac{(T_w - t_w)}{\frac{\delta}{\lambda dA_m}}$$

管外壁至冷流体的对流传热速率：

$$dQ_3 = \alpha_o (t_w - t) dA_o$$

因是稳定的传热过程，有

$$dQ_1 = dQ_2 = dQ_3 = dQ$$

可得

$$dQ_1 = \frac{T - T_w}{\frac{1}{\alpha_i dA_i}} = \frac{T_w - t_w}{\frac{\delta}{\lambda dA_m}} = \frac{t_w - t}{\frac{1}{\alpha_o dA_o}} \quad (5-77)$$

利用加比定律，有

$$dQ = \frac{T - t}{\frac{1}{\alpha_i dA_i} + \frac{\delta}{\lambda dA_m} + \frac{1}{\alpha_o dA_o}} \quad (5-77a)$$

对套管换热器有

$$\left. \begin{aligned} dA_i &= \pi d_i dl \\ dA_m &= \pi d_m dl \\ dA_o &= \pi d_o dl \end{aligned} \right\} \quad (5-78)$$

将式(5-78)代入式(5-77a)中并进行积分, 积分限:  $Q$  为  $0 \rightarrow Q$ ,  $l$  为  $0 \rightarrow l$ , 可得

$$\int_0^Q dQ = \int_0^l \frac{(T-t)\pi dl}{\frac{1}{\alpha_i d_i} + \frac{\delta}{\lambda d_m} + \frac{1}{\alpha_o d_o}}$$

若  $\alpha_i$ 、 $\alpha_o$ 、 $\lambda$  均不随管长  $l$  而变化, 且温差  $(T-t)$  可用一平均值  $(T-t)_m$  表示之, 则有

$$Q = \frac{(T-t)_m}{\frac{1}{\alpha_i A_i} + \frac{\delta}{\lambda A_m} + \frac{1}{\alpha_o A_o}} \quad (5-79)$$

令

$$\frac{1}{K_x A_x} = \frac{1}{\alpha_i A_i} + \frac{\delta}{\lambda A_m} + \frac{1}{\alpha_o A_o} \quad (5-80)$$

则式(5-79)变为

$$Q = K_x A_x (T-t)_m \quad (5-81)$$

式中  $A_x$ ——以管子某一表面积表示的传热面积, 可为管内表面积  $A_i$ 、管外表面积  $A_o$  或平均表面积  $A_m$ ,  $m^2$ ;

$K_x$ ——以管子某一表面积为基准的总传热系数,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ ;

$(T-t)_m$ ——在整个换热器内, 热流体与冷流体的平均温度差,  $^\circ C$ 。

在换热器的计算中, 应用较多的是以管子外表面积  $A_o$  来表示传热面积, 则式(5-81)可写为

$$Q = K_o A_o (T-t)_m = K_o A_o \Delta t_m \quad (5-82)$$

或写成

$$Q = \frac{\text{推动力}}{\text{热阻}} = \frac{(T-t)_m}{\frac{1}{K_o A_o}} \quad (5-82a)$$

式中  $K_o$ ——以管外表面积为基准的总传热系数,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ 。

式(5-81)和式(5-82)称为换热器的传热速率方程式, 式中的  $Q$  表示换热器在一定结构及操作条件下所能够传递的热量。

### 三、总传热系数

总传热系数  $K$  是传热计算时的一项极其重要的指标, 其物理意义是当传热面积为  $1m^2$ , 冷热流体的平均温差为  $1^\circ C$  时, 两流体通过换热器所传递的热量。其数值越大, 则换热器传热性能越好, 在设计时完成一定传热任务所需的传热面积越少, 越经济。

(一) 总传热系数的计算

由式(5-80)可见

$$\text{总热阻} = \frac{1}{K_o A_o} = \frac{1}{\alpha_o A_o} + \frac{\delta}{\lambda A_m} + \frac{1}{\alpha_i A_i} \quad (5-80a)$$

显然, 总热阻为管内、外对流传热及管壁导热等三项热阻之总和, 所以  $\frac{1}{K_o A_o}$  的数值必定大于三项热阻中的任何一项。式(5-80a)可改写为

$$\frac{1}{K_o} = \frac{1}{\alpha_o} + \frac{\delta d_o}{\lambda d_m} + \frac{d_o}{\alpha_i d_i} \quad (5-80b)$$

即 
$$K_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_0} + \frac{\delta d_0}{\lambda d_m} + \frac{d_0}{\alpha_i d_i}} \quad (5-80c)$$

由上二式可见, 总传热系数  $K_0$  的数值必定比  $\alpha_0$ 、 $\left(\frac{\lambda d_m}{\delta d_0}\right)$  及  $\alpha_i \left(\frac{d_i}{d_0}\right)$  三者中任何一项均小(注意: 三者均已换算至以外表面积为基准), 而不是此三项的平均值; 但这三个换热过程对总传热系数的影响是否等同呢? 在实际的传热过程中, 常会遇到冷热两侧的对流传热系数相差较为悬殊的情况, 例如在用饱和水蒸气加热空气的设备中, 空气侧的对流传热系数远较水蒸气冷凝侧的对流传热系数小得多, 那么总传热系数应接近哪一侧的对流传热系数呢? 关于这些问题, 可以下例说明之。

【例 5-9】某列管换热器管子规格为  $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$ , 管壁导热系数  $\lambda = 45\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ , 冷却水走管内,  $\alpha_i = 3000\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ; 空气在管外被冷却,  $\alpha_0 = 50\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ , 试求总传热系数  $K_0$ 。

解: 由式(5-80c)

$$K_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_0} + \frac{\delta d_0}{\lambda d_m} + \frac{d_0}{\alpha_i d_i}}$$

因

$$d_0 = 25\text{mm}, \quad d_i = 20\text{mm}$$

所以

$$d_m = \frac{d_0 + d_i}{2} = \frac{25 + 20}{2} = 22.5\text{mm}$$

$$\text{所以 } K_0 = \frac{1}{\frac{1}{50} + \frac{2.5 \times 10^{-3} \times 25 \times 10^{-3}}{45 \times 22.5 \times 10^{-3}} + \frac{25 \times 10^{-3}}{3000 \times 20 \times 10^{-3}}} = 48.83\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

可见  $K_0 < \alpha_0$ 。为了提高总传热系数拟采用下列办法:

(a) 改用导热性能较好的铜管, 其导热系数  $\lambda' = 387\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ ;

(b) 将管内对流传热系数提高一倍,  $\alpha'_i = 6000\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ;

(c) 将管外对流传热系数提高一倍,  $\alpha'_0 = 100\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。

分别求改进后的总传热系数  $K_0$ 。

依题意

$$K'_{0(a)} = \frac{1}{\frac{1}{50} + \frac{2.5 \times 10^{-3} \times 25}{387 \times 22.5} + \frac{1}{3000} \times \frac{25}{20}} = 48.96\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$K'_{0(b)} = \frac{1}{\frac{1}{50} + \frac{2.5 \times 10^{-3} \times 25}{45 \times 22.5} + \frac{1}{6000} \times \frac{25}{20}} = 49.33\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

$$K'_{0(c)} = \frac{1}{\frac{1}{100} + \frac{2.5 \times 10^{-3} \times 25}{45 \times 22.5} + \frac{1}{3000} \times \frac{25}{20}} = 95.43\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

由计算结果可见:

(1) 总传热系数  $K_x$  并不是  $(\alpha_i)_x$ ,  $(\alpha_0)_x$ ,  $\left(\frac{\lambda}{\delta}\right)_x$  三者的平均值, 而是永远小于两个对流传热系数中的最小值(基准面相同时);

(2) 当两个对流传热系数值相差较大时, 例如  $\alpha_0 \ll \alpha_i$ , 则有  $K_0 \approx \alpha_0$ , 在这种情况下, 提高  $\alpha_i$  的数值对  $K$  值的影响不大(如上题  $b$ ), 只有提高极小的对流传热系数  $\alpha_0$ , 总传热系数才会有显著的增加。因此这个极小的对流传热系数  $\alpha_0$  对整个传热过程有决定性影响, 即  $K$  受  $\alpha_0$  的控制。此时, 把  $\frac{1}{\alpha_0}$  或  $\frac{1}{\alpha_0 A_0}$  称为控制性热阻。同理, 若  $\alpha_i \ll \alpha_0$ , 则有  $K_i \approx \alpha_i$ , 那么  $\frac{1}{\alpha_i}$  或  $\frac{1}{\alpha_i A_i}$  称为控制性热阻。在换热器设计及操作分析中, 判断哪一侧热阻起控制性作用是很重要的, 欲提高  $K$  值, 必须设法降低控制热阻。

(3) 两侧对流传热系数值相差不显著(或处于同一数量级下)时, 就不存在控制性热阻, 两侧热阻都不能忽略, 均对  $K$  值产生影响。

(4) 一般说来, 金属壁的导热阻力很小, 常可忽略。但在两侧对流传热系数值都很大(即热阻很小), 例如一侧沸腾, 一侧冷凝时, 若忽略壁阻, 可能会引起较大的误差。

(二) 污垢热阻

在计算总传热系数时, 式(5-80c)只适用于换热管内外表面都是洁净无垢的场合, 但换热器在操作过程中或由于流体中污垢的沉积, 或由于管壁受腐蚀, 都会在换热管表面形成一垢层, 此垢层厚度虽然不大, 但大都是多孔性物质, 导热系数甚小, 故垢层导热阻力往往是不容忽视的。因此, 在换热器的传热过程中就增加了两个额外的导热阻力, 称为污垢热阻。计入污垢热阻的总传热系数计算式表示为

$$K_0 = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_i} + R_{si}\right)\frac{d_0}{d_i} + \frac{\delta d_0}{\lambda d_m} + \frac{1}{\alpha_0} + R_{so}} \tag{5-83}$$

式中  $R_{si}, R_{so}$ ——管内、外壁污垢热阻, 其单位为对流传热系数单位的倒数,  $m^2 \cdot ^\circ C/W$ 。

污垢热阻的数值与流体的性质, 流动状态及操作条件有关。一般说来, 当流体中含有悬浮物、易腐蚀、化学安定性差的物质时; 流体的流速较低或管壁温度较高时; 管壁较为粗糙或换热器结构上有死角时易于结垢。为了防止结垢、提高传热系数和延长开工周期, 近些年来, 各石油化工企业都加强了水质管理及防垢剂的研制。

由于垢层的厚度及导热系数均无法测量, 所以污垢热阻一般只能由实验得到, 常用流体的污垢热阻经验数据列于表 5-7 中。

表 5-7 污垢热阻系数的经验数据<sup>①</sup>

介 质		系数/ $m^2 \cdot ^\circ C \cdot W^{-1}$	介 质		系数/ $m^2 \cdot ^\circ C \cdot W^{-1}$
脱水原油	<150℃	0.0004 ~ 0.0007	海水	<52℃	0.0001 ~ 0.0002
	>150℃	0.0005 ~ 0.0009	洁净河水	<52℃	0.0002 ~ 0.0005
含盐原油	<150℃	0.0005 ~ 0.0009	循环水(已处理)		0.0002 ~ 0.0003
	>150℃	0.0005 ~ 0.0016	循环水(未处理)		0.0006 ~ 0.0007
汽油、石脑油、煤油		0.0002 ~ 0.0003	硬水		0.0005 ~ 0.0007
轻柴油		0.0002 ~ 0.0005	蒸馏水		0.0002 ~ 0.0003
重柴油		0.0003 ~ 0.0007	自来水(地下, 大湖)		0.0002 ~ 0.0003
燃料油		0.0010 ~ 0.0012	锅炉软化水		0.0001 ~ 0.0002
渣油、沥青		0.0012 ~ 0.0020	锅炉废水		0.0004 ~ 0.0005

① 由文献[6]附表 12 的数据经转换为 SI 制并圆整而得。

应当指出,当换热管两侧的对流传热系数  $\alpha_i$  及  $\alpha_o$  数值均很大时,污垢热阻的影响变得显著,甚至有可能成为控制性热阻,这时污垢热阻的数值对总传热系数及所需传热面积有很大影响,在计算时应慎重考虑。

【例 5-10】列管式煤油冷却器的换热管规格为  $\phi 25 \times 2.5 \text{ mm}$ , 材质为钢管,管内冷却水对流传热系数  $\alpha_i = 5330 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ , 管外煤油对流传热系数  $\alpha_o = 235 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ; 水侧污垢系数  $R_{si} = 0.0002 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ , 煤油侧污垢系数  $R_{so} = 0.0003 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ 。试求以管外表面积为基准的总传热系数。

解:

$$\begin{aligned} K_o &= \frac{1}{\frac{1}{\alpha_o} + R_{so} + \frac{\delta d_o}{\lambda d_m} + \left(\frac{1}{\alpha_i} + R_{si}\right) \frac{d_o}{d_i}} \\ &= \frac{1}{\frac{1}{235} + 0.0003 + \frac{0.0025}{45} \times \frac{25}{22.5} + \left(\frac{1}{5330} + 0.0002\right) \times \frac{25}{20}} \\ &= 196 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

### (三) 壁温的估算

由式(5-80c)计算总传热系数  $K$  时,应分别求取管内外的对流传热系数  $\alpha_i$ 、 $\alpha_o$ , 由第二、三节述及的计算公式可见,要准确计算  $\alpha_i$ 、 $\alpha_o$  必须先知壁温  $t_w$  或  $T_w$ , 但壁温的数值又取决于  $\alpha_i$ 、 $\alpha_o$  数值的大小,所以要得到较精确的对流传热系数值是一个试差过程。为了避免烦琐的试差,如果流体黏度随温度变化不太显著,一般情况下只需要用下列方法计算壁温,可求得其估计值。

假定冷、热两壁面温度相等,即  $t_w = T_w$  (即忽略管壁及污垢热阻),当热流体走管内时,

$$t_w \approx T_w = T - \frac{\alpha_o}{\alpha_o + (\alpha_i)_o} (T - t) \quad (5-84)$$

或

$$T_w \approx t_w = t + \frac{(\alpha_i)_o}{\alpha_o + (\alpha_i)_o} (T - t) \quad (5-85)$$

热流体走管外时,

$$T_w \approx t_w = t + \frac{\alpha_o}{\alpha_o + (\alpha_i)_o} (T - t) \quad (5-86)$$

或

$$t_w \approx T_w = T - \frac{(\alpha_i)_o}{\alpha_o + (\alpha_i)_o} (T - t) \quad (5-87)$$

式中  $(\alpha_i)_o$ ——以外表面积为基准的管内流体传热系数;  $(\alpha_i)_o = \alpha_i \frac{d_i}{d_o}$ ,  $\alpha_i$  与  $\alpha_o$  均为暂忽略壁温影响时的估计值;

$T$ ,  $t$ ——热流体、冷流体的平均温度。

由式(5-84)至式(5-87)可见,某侧的传热系数越大,则壁温越接近该侧流体的温度。例如热流体走管内,当  $\alpha_i \gg \alpha_o$  时,有  $T_w \approx t_w \approx T$ ; 而与冷流体走管内时,若  $\alpha_i \gg \alpha_o$ , 则  $T_w \approx t_w \approx t$ 。以上各式读者可自行推导。

## 四、平均温度差 $\Delta t_m$

在传热过程中,冷、热流体的温度沿换热面是连续变化的,从而它们的温差也是各处不

同的。而传热速率方程[式(5-79)和式(5-81)]诸式均假定在整个换热器内，冷、热流体的温差可取一平均值 $(T-t)_m$ 代入，本节将讨论在各种流动情况下平均温差的计算。

(一) 恒温传热与变温传热

如果换热器热流体一侧为纯组分的冷凝，不发生凝液过冷现象；冷流体一侧为纯组分的沸腾，蒸气不再过热。由于恒压下纯组分在发生相变期间温度不变，故热流体温度恒为 $T$ ，只放出冷凝潜热；冷流体温度恒为 $t$ ，只吸收汽化潜热，它们的温差亦为恒定值，沿换热面不发生变化(见图5-17)，此称恒温传热，且有：

$$\Delta t_m = (T - t)_m = T - t \tag{5-88}$$

如果一侧流体温度不变，另一侧流体温度变化，如图(5-18a, b)所示，沿传热面 $A$ ，温差是不断变化的。

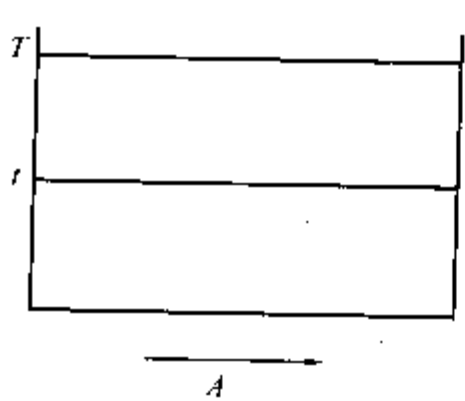


图 5-17 恒温传热

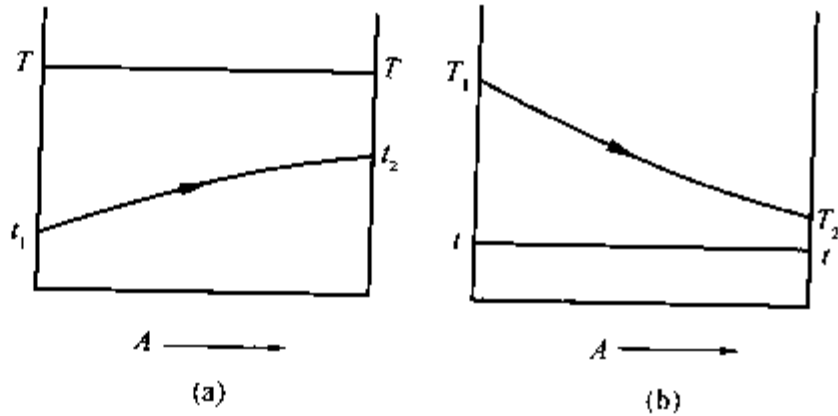


图 5-18 一侧流体温度不变时的温差

一般情况下，两侧流体沿壁面流动时温度均随位置而变化，其温差平均值的求取与流动方式有关，下面以最简单的套管换热器为例说明之。

(二) 逆流与并流时的平均温差

流体在套管换热器中的传热，可有两种流动方式：一种是冷、热流体的流动方向相反，如图5-19a所示，称为逆流；另一种是冷、热流体流向相同，如图5-19b所示，称为并流

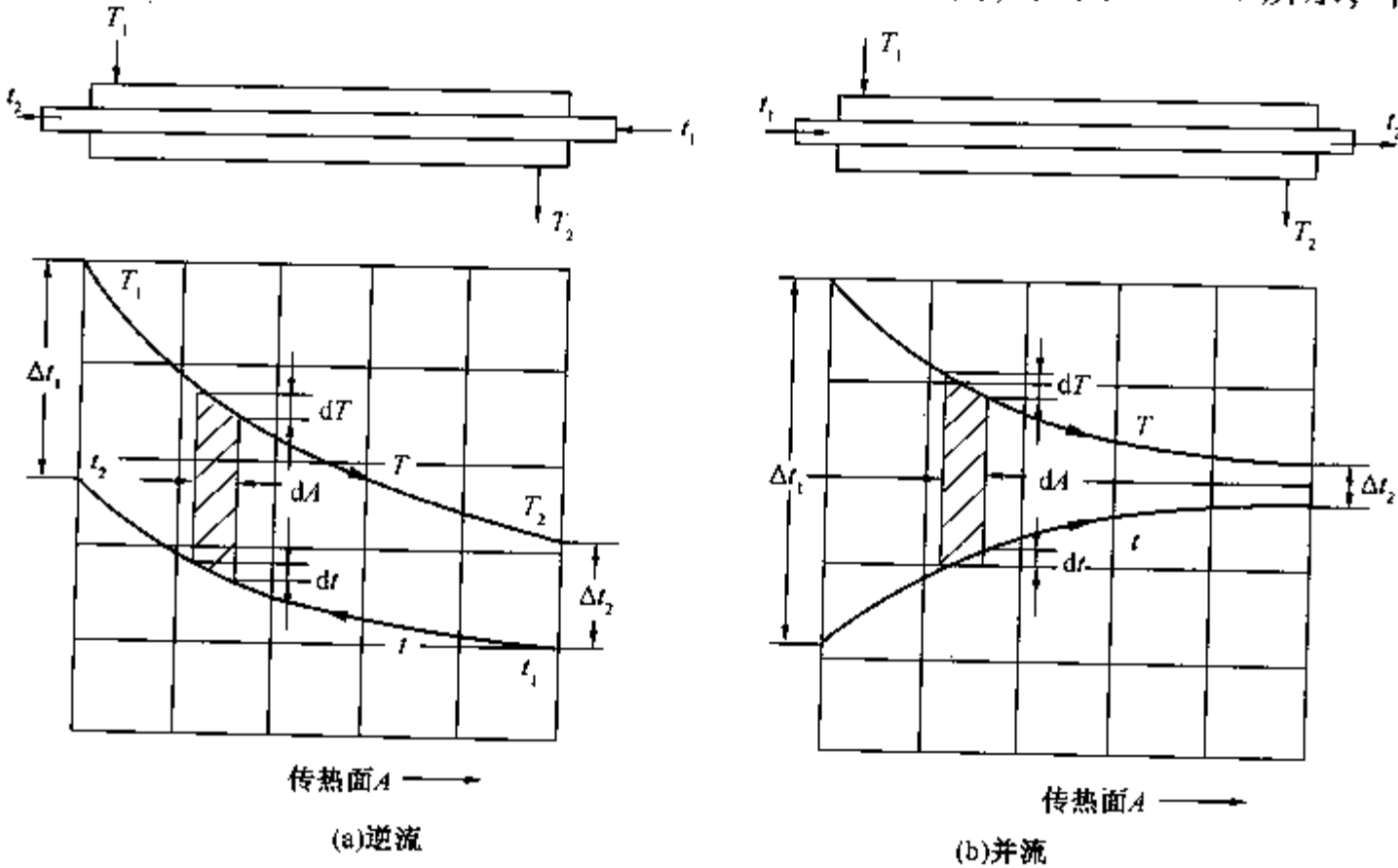


图 5-19 逆流与并流时的温度变化



流。这是换热器中流体流动的最基本的两种形式。

以并流为例,假定冷流体走管内,热流体走环隙,在换热器内任取一微元传热面积  $dA$ ,通过  $dA$  后热流体放出热量  $dQ$ ,温度下降  $dT$ ,冷流体吸收热量  $dQ$ ,温度升高  $dt$ ,在该处两流体温度差  $\Delta t = T - t$ 。

根据传热速率方程有

$$dQ = K(T - t)dA \quad (5-89)$$

忽略热损失,并由热量衡算方程可得

$$dQ = -m_1 c_{p,1} dT \quad (a)$$

$$dQ = m_2 c_{p,2} dt \quad (b)$$

(a)、(b)两式相减,得

$$dT - dt = -\frac{dQ}{m_1 c_{p,1}} - \frac{dQ}{m_2 c_{p,2}} = -dQ \left( \frac{1}{m_1 c_{p,1}} + \frac{1}{m_2 c_{p,2}} \right)$$

所以

$$dQ = -\frac{dT - dt}{\frac{1}{m_1 c_{p,1}} + \frac{1}{m_2 c_{p,2}}} = -\frac{d(T - t)}{\frac{1}{m_1 c_{p,1}} + \frac{1}{m_2 c_{p,2}}} \quad (c)$$

将(c)式代入式(5-89)中,

$$dQ = \frac{-d(T - t)}{\frac{1}{m_1 c_{p,1}} + \frac{1}{m_2 c_{p,2}}} = K(T - t)dA$$

即

$$-\frac{d(T - t)}{T - t} = \left( \frac{1}{m_1 c_{p,1}} + \frac{1}{m_2 c_{p,2}} \right) K dA \quad (5-90)$$

假定沿传热面  $m_1 c_{p,1}$ 、 $m_2 c_{p,2}$  及  $K$  均为常数,并以  $\Delta t_1 = T_1 - t_1$ ,  $\Delta t_2 = T_2 - t_2$  分别表示换热器热端及冷端的温差,将式(5-90)进行积分,

$$-\int_{\Delta t_1}^{\Delta t_2} \frac{d(T - t)}{T - t} = \int_0^A \left( \frac{1}{m_1 c_{p,1}} + \frac{1}{m_2 c_{p,2}} \right) K dA$$

可得

$$\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \left( \frac{1}{m_1 c_{p,1}} + \frac{1}{m_2 c_{p,2}} \right) KA \quad (5-90a)$$

由总热量衡算方程可得:

$$m_1 c_{p,1} = \frac{Q}{T_1 - T_2} \quad (d)$$

$$m_2 c_{p,2} = \frac{Q}{t_2 - t_1} \quad (e)$$

将(d)、(e)式代入式(5-90a)中

$$\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{1}{Q} (T_1 - T_2 + t_2 - t_1) KA$$

则

$$Q = KA \frac{[(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)]}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2}} \quad (5-91)$$

或

$$Q = KA \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (5-91a)$$

式(5-91a)与式(5-82)对照, 可得

$$\Delta t_{m,并} = (T - t)_{m,并} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \tag{5-92}$$

同理, 可推得逆流时的传热速率方程为:

$$Q = KA \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \tag{5-93}$$

令  
可得

$$\Delta t_1 = (T_1 - t_2), \Delta t_2 = T_2 - t_1$$

$$Q = KA \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \tag{5-91a}$$

即

$$\Delta t_{m,逆} = (T - t)_{m,逆} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \tag{5-92a}$$

可见, 不论逆流与并流, 其平均温差均为两端温差  $\Delta t_1$ 、 $\Delta t_2$  的对数平均值。

应该指出: 在并流时, 热端温差  $\Delta t_1$  永远大于冷端温差  $\Delta t_2$ ; 而在逆流时, 热端温差  $\Delta t_1$  可能大于, 也可能小于冷端温差  $\Delta t_2$ , 为方便计算起见, 可取两端温差较大者为  $\Delta t_1$ , 较小者为  $\Delta t_2$ 。

如果  $\Delta t_1/\Delta t_2 < 2$ , 则可用  $\Delta t_1$  及  $\Delta t_2$  二者的算术平均值  $\Delta t_{算}$  代替对数平均值  $\Delta t_m$ , 即

$$\Delta t_{算} = \frac{\Delta t_1 + \Delta t_2}{2}$$

一般情况下, 温差的算术平均值大于其对数平均值, 而且随着  $\Delta t_1/\Delta t_2$  比值的增加, 二者的差别增大。表 5-8 给出了不同  $\Delta t_1/\Delta t_2$  值下, 用算术平均值代替对数平均值所造成的误差, 表中: 误差 =  $(\Delta t_{算} - \Delta t_m)/\Delta t_m$ 。由表 5-8 数据可见, 当  $\Delta t_1/\Delta t_2 \leq 2$  时, 误差 < 4%。

表 5-8 用算术平均值代替对数平均值的误差

$\Delta t_1/\Delta t_2$	误差/%	$\Delta t_1/\Delta t_2$	误差/%
1.0	0	2.5	6.9
1.25	0.41	5.0	20.7
1.50	1.37	10.0	40.7
1.75	2.60	20.0	65.6
2.0	3.97	50.0	104

(三) 逆流与并流平均温差的比较

当两流体的进出口温度一定时, 逆流与并流这两种不同的流动方式的两端温差及温差的 对数平均值均有较大的差别。例如: 套管换热器冷、热流体的进出口温度分别为:  $t_1 = 98^\circ\text{C}$ ,  $t_2 = 127^\circ\text{C}$ ;  $T_1 = 205^\circ\text{C}$ ,  $T_2 = 130^\circ\text{C}$  时, 其平均温差值计算如下:

逆 流	并 流	逆 流	并 流
热流体：205→130℃	205→130℃	$\Delta t_2 = 130 - 98 = 32^\circ\text{C}$	$\Delta t_2 = 130 - 127 = 3^\circ\text{C}$
冷流体：127←98℃	98→127℃	$\Delta t_{\text{逆}} = \frac{78 - 32}{\ln \frac{78}{32}} = 51.5^\circ\text{C}$	$\Delta t_{\text{并}} = \frac{107 - 3}{\ln \frac{107}{3}} = 29.2^\circ\text{C}$
$\Delta t_1 = 205 - 127 = 78^\circ\text{C}$	$\Delta t_1 = 205 - 98 = 107^\circ\text{C}$		

由以上计算结果可看出

(1) 流体的流动方式对平均温差有显著影响。可以证明，在相同的端点温度下，逆流的平均温差最大，并流则最小，其他流动方式介于这两者之间。因此从强化传热，节省传热面积的角度考虑，逆流是最理想的流动方式。

(2) 并流时，热端温差与冷端温差数值上相差悬殊，即沿传热面热负荷的分布是很不均匀的。而逆流时热负荷的分布则相对较为均匀。

(3) 逆流时冷流体的终温可以超过热流体的终温，即  $t_2 > T_2$ ，但并流时冷流体终温永远低于热流体的终温，即  $t_2 < T_2$ 。故采用逆流方式时流体的进出口温度相差较大，因此，与并流相比，可节约冷却剂或加热剂的用量。

(4) 如果两流体中有一方是恒温，则按逆流或并流计算的温差相同，不必考虑流动方式的影响。此时  $\Delta t_m = \Delta t_{\text{逆}} = \Delta t_{\text{并}}$ 。

【例 5-11】 拟在一传热面积  $A_0 = 60\text{m}^2$  的套管换热器内用水冷却煤油，煤油的进、出口温度分别为  $T_1 = 140^\circ\text{C}$ ， $T_2 = 40^\circ\text{C}$ ；冷却水进、出口温度： $t_1 = 28^\circ\text{C}$ ， $t_2 = 36^\circ\text{C}$ ；若在操作条件下总传热系数  $K_0 = 196\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ，试分别考察在逆流和并流操作时是否可完成例 5-8 中的传热任务？

解：

(1) 计算逆流与并流时的平均温差：

逆流：

$$\Delta t_1 = 140 - 36 = 104^\circ\text{C}$$
$$\Delta t_2 = 40 - 28 = 12^\circ\text{C}$$
$$\Delta t_{\text{逆}} = \frac{140 - 12}{\ln \frac{104}{12}} = 42.6^\circ\text{C}$$

140 40

→

←

36 28

并流：

$$\Delta t_1 = 140 - 28 = 112^\circ\text{C}$$
$$\Delta t_2 = 40 - 36 = 4^\circ\text{C}$$
$$\Delta t_{\text{并}} = \frac{112 - 4}{\ln \frac{112}{4}} = 32.4^\circ\text{C}$$

140 40

→

→

28 36

(2) 所需传热面积

逆流：

$$A'_0 = \frac{Q}{K_0 \Delta t_{\text{逆}}} = \frac{3.7 \times 10^5}{169 \times 42.6} = 51.4\text{m}^2 < 60\text{m}^2$$

并流：

$$A''_0 = \frac{Q}{K_0 \Delta t_{\text{并}}} = \frac{3.7 \times 10^5}{169 \times 32.4} = 67.6\text{m}^2 > 60\text{m}^2$$

可见，在同一换热器中，相同的温度条件下，逆流可以完成的传热任务，改为并流后则不能完成。

(四) 传热系数不为常数时的计算

上述传热速率方程[式(5-99)]及温差计算式[式(5-109)]的推导均视总传热系数  $K$  为常数,但实际上  $K$  是由  $\alpha_i$ 、 $\alpha_o$  所决定的,而对流传热系数中所包含的流体物性数值又与流体的温度密切相关,因此当流体在换热器中温度变化较大时, $K$  值沿换热面将不能视为常数,这时,传热面积的计算式可由式(5-106)积分得到:

$$A = \int_{T_2}^{T_1} \frac{m_1 c_{p,1}}{K(T-t)} dT \tag{5-93a}$$

$$A = \int_{t_1}^{t_2} \frac{m_2 c_{p,2}}{K(T-t)} dt \tag{5-93b}$$

如果传热系数  $K$  值可用  $T$ (或  $t$ ) 的线性函数表示时,式(5-93)可转换成下式:

$$Q = A \cdot \frac{K_1 \Delta t_1 - K_2 \Delta t_2}{\ln \frac{K_1 \Delta t_1}{K_2 \Delta t_2}} \tag{5-94}$$

式中  $K_1, K_2$ ——对应于  $\Delta t_1, \Delta t_2$  的换热器两端的传热系数值。

如果  $K$  随温度的变化关系并非线性函数,在取得一系列不同温度下  $K$  的对应值后,可用图解积分法求解传热速率方程,具体方法见例 5-12。

**【例 5-12】** 某油品以 600kg/h 的流量在  $\phi 51\text{mm} \times 2\text{mm}$  的钢管内流过,温度由  $27^\circ\text{C}$  加热至  $100^\circ\text{C}$ 。 $110^\circ\text{C}$  的饱和水蒸气在管外冷凝。油品的平均比热为  $1.97\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ,已知以外表面积为基准的总传热系数  $K_o$  随油品温度的变化关系为:

$t/^\circ\text{C}$	27	30	40	50	60	70	80	90	100
$K_o/\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$	164	186	242	294	346	390	433	474	510

试求所需换热管的管长。

**解:** 由于传热系数随温度的变化较大,故用式(5-93b)式计算传热面积

$$A_o = \pi d_o l = m_2 c_{p,2} \int_{t_1}^{t_2} \frac{dt}{K_o(T-t)} \tag{a}$$

因  $K_o$  随温度  $t$  的变化关系无数学表达式,故需用图解积分法求积分值,其方法是在  $t = 27 \sim 100^\circ\text{C}$  范围内选取若干个温度值,算出相对应的  $\frac{1}{K_o(T-t)}$  值,将  $t$  与  $\frac{1}{K_o(T-t)}$  作图( $t$  为横坐标),在  $t = 27^\circ\text{C}$  及  $t = 100^\circ\text{C}$  的范围内,曲线与横轴围成的面积即为积分值。计算数据如下:

$t/^\circ\text{C}$	$T/^\circ\text{C}$	$T-t/^\circ\text{C}$	$K_o/\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$	$\frac{1}{K_o(T-t)}$
27	110	83	164	$0.735 \times 10^{-4}$
30	110	80	186	$0.672 \times 10^{-4}$
40	110	70	242	$0.590 \times 10^{-4}$
50	110	60	294	$0.567 \times 10^{-4}$
60	110	50	346	$0.578 \times 10^{-4}$
70	110	40	390	$0.641 \times 10^{-4}$
80	110	30	433	$0.770 \times 10^{-4}$
90	110	20	474	$1.055 \times 10^{-4}$
100	110	10	510	$1.961 \times 10^{-4}$

由图 5-20, 曲线下的面积:

$$\int_{t_1=27}^{t_2=100} \frac{dt}{K_0(T-t)} = 28.4 \times 2 \times 10^{-4} = 56.8 \times 10^{-4}$$

由(a)式计算可得

$$l = \frac{m_2 c_{p,2} \int_{t_1}^{t_2} \frac{dt}{K_0(T-t)}}{\pi d_0} = \frac{600}{3600} \times 1.97 \times 10^3 \times 56.8 \times 10^{-4} \\ = 11.64 \text{m}$$

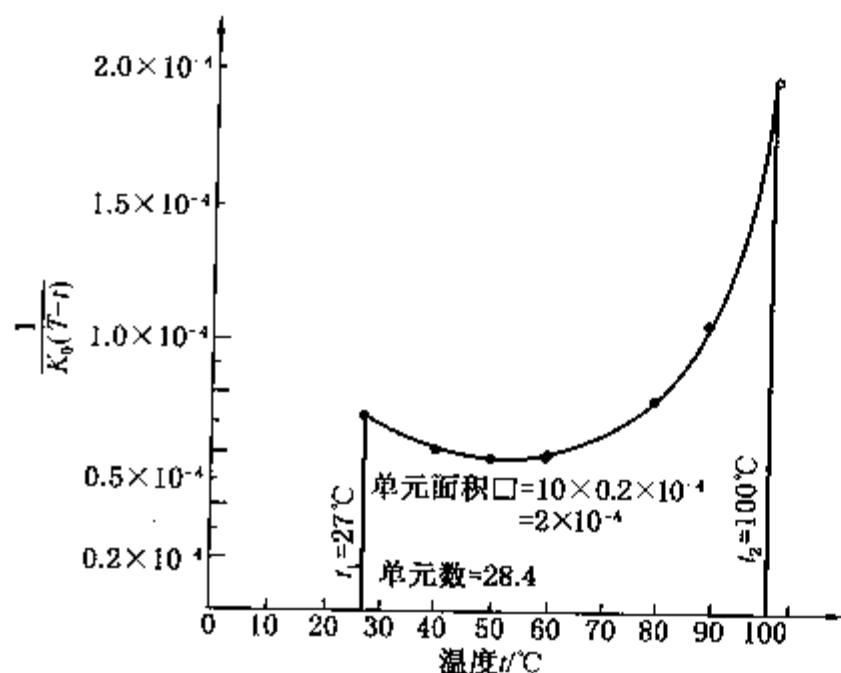


图 5-20 例题 5-12 附图

## 五、传热单元计算法

如上所述, 传热计算的基本工具不外乎传热速率方程式[式(5-82)]及热平衡方程式[式(5-83)]、式[(5-84)]及其联合应用。若忽略热损失, 且传热过程中无相变化, 则这几个式子联系了传热计算的热负荷  $Q$ , 两流体的热容量  $m_1 c_{p,1}$ 、 $m_2 c_{p,2}$ , 进出口温度  $T_1$ 、 $T_2$ 、 $t_1$ 、 $t_2$ , 总传热系数  $K$  及传热面积  $A$  共 9 个变量, 显然可通过上述方程的联解求出其中三个独立变量。但联立以上方程进行传热计算时, 对下述情况显得不

方便:

(1) 当出口温度  $T_2$ 、 $t_2$  及热负荷  $Q$  为未知时, 需要进行试差计算;

(2) 进行操作分析时不够直观, 例如分析  $t_1$ 、 $T_1$ 、 $K$  的改变对操作的影响, 也需要进行试差。

传热单元法对解决以上两类问题具有明显的优越性。其做法是将上述 9 个变量改写为三个综合变量, 然后找出三者的关系。这三个综合数群是传热效率  $\varepsilon$ 、传热单元数 NTU 及热容量比  $R$ 。

### (一) 传热效率 $\varepsilon$

其定义是实际的传热速率  $Q$  与理论上可能达到的最大传热速率  $Q_{\max}$  之比:

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\max}} \quad (5-95)$$

如果热流体的热容量较小, 那么根据热力学第二定律, 热流体的出口温度  $T_2$  的极限应为冷流体的进口温度  $t_1$ , 即  $T_2 = t_1$ ; 若冷流体热容量较小, 则冷流体的最高出口温度等于热流体的入口温度  $T_1$ , 即  $t_2 = T_1$ 。若以下标 1 表示热流体, 2 表示冷流体, 则有

$$Q_{\max,1} = m_1 c_{p,1} (T_1 - t_1) \quad (5-95a)$$

$$\text{或} \quad Q_{\max,2} = m_2 c_{p,2} (T_1 - t_1) \quad (5-95b)$$

即由于两种流体的热容量  $mc_p$  不同,  $Q_{\max}$  有可能出现两个计算值。但是, 应采用上两式中的较小值, 即  $mc_p$  较小的计算值。当热流体热容量较小时,

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\max,1}} = \frac{m_1 c_{p,1} (T_1 - T_2)}{m_1 c_{p,1} (T_1 - t_1)} = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1} \quad (5-96)$$

反之，当冷流体的热容量较小时，

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\max 2}} = \frac{m_2 c_{p,2}(t_2 - t_1)}{m_2 c_{p,2}(T_1 - t_1)} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (5-97)$$

显然， $\varepsilon$  值永远小于 1.0，当  $\varepsilon \rightarrow 1.0$  时，理论上需要的传热面积应为无穷大。

(二) 传热单元数  $NTU$  (Number of transfer unit)

对换热器的微元传热面积  $dA$  写出传热速率方程及热量衡算方程，有

$$dQ = K(T - t)dA = m_1 c_{p,1} dT = m_2 c_{p,2} dt$$

对热流体

$$\frac{dT}{T - t} = \frac{KdA}{m_1 c_{p,1}}$$

令  $(NTU)_1$  等于上式的积分，称为对热流体的传热单元数，

$$(NTU)_1 = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{T - t} = \int_0^A \frac{KdA}{m_1 c_{p,1}} \quad (5-98)$$

如果  $K$  不随面积  $A$  而变， $m_1 c_{p,1}$  也可取一平均值，在整个换热器内为恒量， $(T - t)$  可用平均推动力  $\Delta t_m$  代入，则有

$$(NTU)_1 = \frac{T_1 - T_2}{\Delta t_m} = \frac{KA}{m_1 c_{p,1}} \quad (5-98a)$$

同理，对冷流体可得

$$(NTU)_2 = \int_{t_1}^{t_2} \frac{dT}{T - t} = \int_0^A \frac{KdA}{m_2 c_{p,2}} \quad (5-99)$$

或

$$(NTU)_2 = \frac{t_2 - t_1}{\Delta t_m} = \frac{KA}{m_2 c_{p,2}} \quad (5-99a)$$

由以上诸式可见，传热单元数实际是某一流体进出换热器的温度变化值与平均温差之比， $NTU$  越大，则传热任务越重，所需的传热面积越大。

(三) 传热效率  $\varepsilon$ 、传热单元数  $NTU$  及热容量比  $R$  的关系

不同结构的换热器，流体流动形式各异，其平均温差的计算有所不同，因此，传热效率  $\varepsilon$  与传热单元数  $NTU$  之间的关系也不同。下面以单程逆流换热器为例，考察热流体热容量较小的场合下  $NTU$  与  $\varepsilon$  的关系。

由微元传热面  $dA$  的热量衡算可得：

$$dT = \frac{dQ}{m_1 c_{p,1}} \quad (a)$$

$$dt = \frac{dQ}{m_2 c_{p,2}} \quad (b)$$

二式相减得：

$$d(T - t) = \left( \frac{1}{m_1 c_{p,1}} - \frac{1}{m_2 c_{p,2}} \right) dQ$$

或

$$d(T - t) = \frac{dQ}{m_1 c_{p,1}} \left( 1 - \frac{m_1 c_{p,1}}{m_2 c_{p,2}} \right) \quad (c)$$

上式除以  $T - t = \frac{dQ}{KdA}$ ，则有

$$\frac{d(T - t)}{T - t} = \frac{KdA}{m_1 c_{p,1}} \left( 1 - \frac{m_1 c_{p,1}}{m_2 c_{p,2}} \right) \quad (d)$$

积分(d)式, 积分限  $T - t: T_2 - t_1 \rightarrow T_1 - t_2$   
 $A: 0 \rightarrow A$  见图(5 - 19a)

可得 
$$\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} = \frac{KA}{m_1 c_{p,1}} \left( 1 - \frac{m_1 c_{p,1}}{m_2 c_{p,2}} \right) \tag{e}$$

把式(e)左边的真数变为传热效率  $\varepsilon$  的函数,

$$\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} = \frac{(T_1 - t_1) - (t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1) - (T_1 - T_2)} = \frac{\left( 1 - \varepsilon \frac{m_1 c_{p,1}}{m_2 c_{p,2}} \right) (T_1 - t_1)}{(1 - \varepsilon) (T_1 - t_1)}$$
  
令  $R_1 = \frac{m_1 c_{p,1}}{m_2 c_{p,2}}$  称为热容量比, 无因次。

则有 
$$\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} = \frac{1 - \varepsilon R_1}{1 - \varepsilon} \tag{f}$$

将式(f)代入(e), 有

$$\ln \frac{1 - \varepsilon R_1}{1 - \varepsilon} = \frac{KA}{m_1 c_{p,1}} (1 - R_1)$$

整理可得

$$\frac{1 - \varepsilon R_1}{1 - \varepsilon} = \exp[ (NTU)_1 (1 - R_1) ]$$

即 
$$\varepsilon = \frac{1 - \exp[ (NTU)_1 (1 - R_1) ]}{R_1 - \exp[ (NTU)_1 (1 - R_1) ]} \tag{5 - 100a}$$

若冷流体热容量较小, 则令  $R_2 = \frac{m_2 c_{p,2}}{m_1 c_{p,1}}$

可得

$$\varepsilon = \frac{1 - \exp[ (NTU)_2 (1 - R_2) ]}{R_2 - \exp[ (NTU)_2 (1 - R_2) ]} \tag{5 - 100b}$$

若规定  $NTU$  只表示热容量较小的流体的传热单元数, 而  $R = \frac{(mc_p)_{\text{小}}}{(mc_p)_{\text{大}}}$ , 对逆流换热器的传热效率可统一表示为:

$$\varepsilon = \frac{1 - \exp[ NTU(1 - R) ]}{R - \exp[ NTU(1 - R) ]} \tag{5 - 100}$$

同理, 对并流换热器, 可推导得

$$\varepsilon = \frac{1 - \exp[ - NTU(1 + R) ]}{(1 + R)} \tag{5 - 101}$$

因定义  $R$  时, 以  $(mc_p)_{\text{小}}$  作为分子, 故一般情况下  $R \leq 1$ ; 当  $R = 1$  时说明两种流体的热容量相等, 即两流体通过换热器的温度变化相等;  $R = 0$  时, 表示有一种流体温度不发生变化, 适合于一侧为纯组分的冷凝或沸腾的场合。

【例 5 - 13】 在一单程逆流列管换热器中, 用水冷却机油, 水走管内, 机油走壳程; 管子规格为  $\phi 19 \times 2\text{mm}$  钢管; 已知:

介 质	流量/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	比热/ $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$	入口温度/ $^\circ\text{C}$	出口温度/ $^\circ\text{C}$	对流传热系数/ $\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$
机 油	39	880	1.95	56	45	450
水	48	995	4.19	30		5800



(1) 试求冷却器的热负荷及所需传热面积;

(2) 如机油入口温度升至  $58^{\circ}\text{C}$ , 而油、水的流量及水的进口温度不变, 试求两流体的出口温度及热负荷的变化(假定两流体的物理性质的变化可以忽略)。

解:

(1) 求热负荷  $Q$  及传热面积  $A$

$$\begin{aligned} Q &= m_1 c_{p,1} (T_1 - T_2) \\ &= \frac{39 \times 880}{3600} \times 1.95 \times 10^3 (56 - 45) \\ &= 2.045 \times 10^5 \text{ W} \end{aligned}$$

用传热单元法, 有  $NTU = \frac{KA}{(mc_p)_{\text{小}}}$

$$\text{则 } A = \frac{NTU \cdot (mc_p)_{\text{小}}}{K} \quad (\text{a})$$

$$\text{热容量 } m_1 c_{p,1} = \frac{39 \times 880}{3600} \times 1.95 \times 10^3 = 1.859 \times 10^4 \text{ W}/^{\circ}\text{C}$$

$$m_2 c_{p,2} = \frac{48 \times 995}{3600} \times 4.19 \times 10^3 = 5.559 \times 10^4 \text{ W}/^{\circ}\text{C}$$

$$\text{可见 } m_1 c_{p,1} < m_2 c_{p,2}, \text{ 所以 } (mc_p)_{\text{小}} = m_1 c_{p,1}$$

$$\text{热容量比 } R = \frac{m_1 c_{p,1}}{m_2 c_{p,2}} = \frac{1.859}{5.559} = 0.334$$

$$\text{传热效率 } \varepsilon = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1} = \frac{56 - 45}{56 - 30} = 0.423$$

由公式(5-100)算得:  $NTU = 0.6$

总传热系数

$$K_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_0} + R_{s0} + \frac{\delta d_0}{\lambda d_m} + \left( \frac{1}{\alpha_i} + R_{si} \right) \frac{d_0}{d_i}}$$

$$\text{已知: } d_0 = 19\text{mm}, d_i = 19 - 2 \times 2 = 15\text{mm}, d_m = \frac{19 + 15}{2} = 17\text{mm}$$

查表 5-7, 取污垢系数:

$$\text{水侧 } R_{si} = 0.00035 \text{ m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}/\text{W}$$

$$\text{油侧 } R_{s0} = 0.00018 \text{ m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}/\text{W}$$

钢管导热系数:  $\lambda = 45 \text{ W}/(\text{m} \cdot ^{\circ}\text{C})$

$$\begin{aligned} \text{所以 } K_0 &= \frac{1}{\frac{1}{450} + 0.00018 + \frac{2 \times 10^{-3} \times 19}{45 \times 17} + \left( \frac{1}{5800} + 0.00035 \right) \times \frac{19}{15}} \\ &= 321 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C}) \end{aligned}$$

将  $m_1 c_{p,1}$ 、 $NTU$  及  $K_0$  值代入(a), 可得

$$A_0 = \frac{1.859 \times 10^4 \times 0.6}{321} = 34.7 \text{ m}^2$$

(2) 若  $T'_1 = 58^\circ\text{C}$ , 但  $m_1, m_2, c_{p,1}, c_{p,2}, t_1, A_0, K_0$  不变, 则  $R = \frac{m_1 c_{p,1}}{m_2 c_{p,2}}$  不变,  $NTU = \frac{KA}{m_1 c_{p,1}}$  不变, 因此传热效率  $\varepsilon$  也应不变, 故

$$\varepsilon = \frac{T'_1 - T'_2}{T'_1 - t_1} = 0.423$$

$$T'_2 = T'_1 - 0.423(T'_1 - t_1) = 58 - 0.423(58 - 30) \\ = 46.16^\circ\text{C}$$

又因 
$$R = \frac{m_1 c_{p,1}}{m_2 c_{p,2}} = \frac{t'_2 - t_1}{T'_1 - T'_2} = 0.334$$

所以 
$$t'_2 = t_1 + 0.334(T'_1 - T'_2) \\ = 30 + 0.334(58 - 46.16) \\ = 34^\circ\text{C}$$

[原来:  $t_2 = t_1 + 0.334(T_1 - T_2) = 33.67^\circ\text{C}$ ]

热负荷

$$Q' = m_2 c_{p,2}(t'_2 - t_1) \\ = 5.559 \times 10^4 (34 - 30) \\ = 2.22 \times 10^5 \text{ W}$$

由上述计算可见, 热流体进口温度升高后, 其出口温度也升高了。由于传热温差的增加, 传热速率  $Q$  也随之增加, 冷却水出口温度也略为升高。因引入传热单元法, 在解第(2)个问题时非常方便灵活。

## 六、综合传热及设备热损失的计算

### (一) 综合传热

前述的换热器中两流体之间的传热, 只考虑了对流传热与导热两种方式, 但在有些情况下, 辐射传热的影响是不容忽视的, 例如, 高温设备或管道内的热流体通过管壁及其外的保温层向周围环境散失热量的过程就包括了导热、对流传热及热辐射三种形式。通常, 把包括多种传热方式的过程称为综合传热。

### (二) 设备或管道热损失的计算

为了保证某化工过程进行所必备的温度, 减少热能消耗, 或为了保证环境的卫生及人员的安全, 对高温设备(或管线)均要进行保温(对低温设备称为保冷), 以削弱传热。为此, 需要选定保温层的材料, 确定保温层的厚度并进行热损失的计算。下面将讨论高温设备向周围环境的散热损失。

#### 1. 综合传热膜系数

如果设备保温层的外壁温度  $t_w$  及周围环境(大气)温度  $t$  为已知, 可以分别写出从外壁  $A_w$  至大气的对流传热速率及辐射传热速率方程。

对流传热: 
$$Q_c = \alpha_c A_w (t_w - t) \quad (5-102)$$

辐射传热应由史蒂芬-玻尔兹曼定律(见第七章)确定, 但为了与对流传热取得一致的形式, 可写成

$$Q_R = \alpha_R A_w (t_w - t) \quad (5-103)$$

式中  $Q_c$ 、 $Q_R$ ——分别是对流及辐射方式的散热损失，W；

$\alpha_c$ 、 $\alpha_R$ ——分别为对流及辐射传热膜系数，W/(m<sup>2</sup>·℃)。

综合式 5-102 和式 5-103，可得总热损失

$$Q = Q_c + Q_R = (\alpha_c + \alpha_R) \cdot A_w \cdot (t_w - t) \quad (5-104)$$

令

$$\alpha_T = \alpha_c + \alpha_R \quad (5-105)$$

$\alpha_T$  称为综合传热膜系数，W/(m<sup>2</sup>·℃)。

故有

$$Q = \alpha_T A_w (t_w - t) \quad (5-106)$$

综合传热膜系数  $\alpha_T$  主要取决于外壁的形状及壁与环境之温差( $t_w - t$ )，可用以下经验公式估算：

(1) 设备外为静止空气(自然对流)时：

平壁保温层外：
$$\alpha_T = 9.8 + 0.07(t_w - t) \quad (5-107)$$

圆筒壁保温层外：
$$\alpha_T = 9.4 + 0.052(t_w - t) \quad (5-108)$$

以上两式只适用于  $t_w < 150^\circ\text{C}$  的情况。

(2) 空气以一定速度通过壁面(强制对流)时：

当空气速度：
$$u < 5\text{m/s 时} : \alpha_T = 6.2 + 4.2u \quad (5-109)$$

$$u > 5\text{m/s 时} : \alpha_T = 7.8u^{0.78} \quad (5-110)$$

## 2. 设备的热损失及保温层厚度计算

若保温层厚度已知，求设备的热损失时，以金属管外覆以单层保温材料为例(见图 5-21)。

若管内热流体温度为  $T$ ，周围环境温度为  $t$ ，金属管内壁面积为  $A_i$ ，保温层外表面积为  $A_w$ ，则热损失

$$Q = \frac{T - t}{\frac{1}{\alpha_i A_i} + \frac{\delta_1}{\lambda_1 A_{m1}} + \frac{\delta_2}{\lambda_2 A_{m2}} + \frac{1}{\alpha_T A_w}} \quad (5-111)$$

式中 下标 1——金属管；

下标 2——保温层。

式(5-111)中， $\alpha_i$ 、 $\delta_1$ 、 $\delta_2$  为已知。但由式(5-108)可见， $\alpha_T$  取决于保温层外表面温度  $t_w$ ，而这一温度又与热损失量  $Q$  直接有关，所以用上式求解热损失时需要用试差法，即假定一个外表面温度  $t_w$ ，代入式(5-108)中求得  $\alpha_T$ ，再代入式(5-111)中求  $Q$ ，由式  $Q = \alpha_T A_w (t_w' - t)$  求得  $t_w'$ ，若  $t_w'$  与假定的  $t_w$  近似相等，即  $t_w$  为所求，计算正确；否则重设  $t_w$ ，直到满足所规定的精度(一般手算可假定相对误差在 0.01 以下)为止，由式(5-111)求得的  $Q$  即为设备热损失。

对多层保温，只要在式(5-111)的分母中增加相应的热阻即可求解。

以上各式，也可以用来由已知的热损失求保温层的厚度。

确定保温层厚度，一方面要考虑减小热损失，同时也应考虑保温材料的一次性投资，通常设计部门对特定的热介质及管径都规定了每米管长热损失的经验数值，可供参考。

## 3. 保温层的临界直径(或临界厚度)

对单层保温的管道，若在式(5-111)中忽略管内对流传热及金属管壁导热热阻，则有

$$Q = \frac{T - t}{\frac{\delta_2}{\lambda_2 A_{m2}} + \frac{1}{\alpha_T A_w}} \quad (5-112)$$

因  $A_{m2} = \pi d_m l$ ，若令保温层内直径为  $d_1$ ，外直径为  $d_2$ ，则有

$$d_m = \frac{d_2 - d_1}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \quad (5-113)$$

将上式代入式(5-112)中，有

$$Q = \frac{\pi l (T - t)}{\frac{\ln(d_2/d_1)}{2\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_T d_2}}$$

若总热阻  $R = R_1 + R_2$

则

$$R_1 = \frac{\ln(d_2/d_1)}{2\lambda_2}, R_2 = \frac{1}{\alpha_T d_2}$$

那么

$$R = \frac{\ln(d_2/d_1)}{2\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_T d_2} \quad (5-114)$$

当  $d_1$  一定时， $d_2 = d_1 + 2\delta_2$

由式(5-114)可见，总热阻与保温层厚度  $\delta_2$  有关。随着  $\delta_2$  及  $d_2$  的增加，第一项热阻(保温层导热)  $R_1$  增加，而第二项热阻(综合传热)  $R_2$  则减少。对  $d_1 = 12.7\text{mm}$ ， $\lambda_2 = 0.259\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$  的特定情况，可得出每米管长的热损失  $q_1$  随  $d_2$  的变化关系如图(5-21)所示。

由图可见， $q_1 \sim d_2$  关系曲线出现一个峰值，其对应的热损失值为  $q_{1,\max}$ ，保温层外径称为临界直径  $d_c$ ， $d_c$  值的求定可对式(5-114)微分求极值。

$$\frac{dR}{d(d_2)} = \frac{1}{2\lambda_2 d_2} - \frac{1}{\alpha_T d_2^2}$$

当一阶导数为零，且二阶导数大于零时，热阻  $R$  必有最小值，此时的  $d_2 = d_c$ ，则有

$$\frac{1}{2\lambda_2 d_2} - \frac{1}{\alpha_T d_2^2} = 0$$

可求得

$$d_c = \frac{2\lambda_2}{\alpha_T} \quad (5-115)$$

临界直径  $d_c$ ，对应的保温层厚度称为临界厚度  $\delta_c$ ，当  $\delta_2 = \delta_c$  时热阻  $R$  具有极小值，而热损失则具有极大值。

从图 5-22 可看出，当  $d_2 < d_c$  时，随  $d_2$  的增加(厚度  $\delta_2$  增加)，热损失增加；即保温层厚度越大，热损失越多。又因  $d_c$  正比于保温层导热系数  $\lambda_2$ ，所以对于保温性能较差(导热系数较大)或管径较小(如电线)的场合，容易发生  $d_2 < d_c$  的情况。了解这一点十分重要。当有可能出现热损失随保温层厚度增加而增加时，应改换性能优良的保温材料，或干脆不采取保温措施，以杜绝  $d_2 \leq d_c$  的情况出现。

**【例 5-14】** 室内有一  $\phi 102\text{mm} \times 4.5\text{mm}$  的蒸气管，其外壁温度为  $300^\circ\text{C}$ ，周围环境温度  $20^\circ\text{C}$ 。若使用导热系数  $\lambda = 0.06\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$  的保温材料，为了使蒸气管热损失不超过  $180\text{W}/\text{m}$ ，试求保温层必备的厚度及其外表面温度  $t_{w2}$ 。

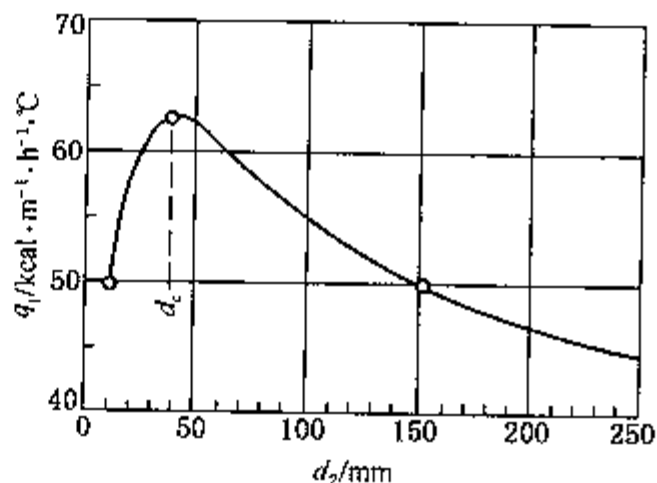


图 5-22 管道热损失随保温层外径的变化

$1\text{kcal}/(\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}) = 1.1628\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$

解：假定保温层内壁温为  $t_{w1}$ ，则  $t_{w1} = 300^\circ\text{C}$ 。

$$\text{保温层导热} \quad q_1 = \frac{Q}{l} = \frac{2\lambda_2\pi(t_{w1} - t_{w2})}{\ln \frac{d_2}{d_1}} \quad (1)$$

$$\text{综合传热} \quad q_1 = \pi d_2 \alpha_T (t_{w2} - t) \quad (2)$$

$$\text{且有} \quad \alpha_T = 9.4 + 0.052(t_{w2} - t) \quad (3)$$

以上三式中共有  $t_{w2}$ 、 $\alpha_T$  及  $d_2$  为未知量，可通过试差法求得  $d_2$  及  $t_{w2}$ 。

假设  $t_{w2} = 50.3^\circ\text{C}$ ，代入(3)得

$$\alpha_T = 9.4 + 0.052(50.3 - 20) = 10.976 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

由式(2)得，

$$d_2 = \frac{q_1}{\pi \alpha_T (t_{w2} - t)} = \frac{180}{\pi \times 10.976 (50.3 - 20)} = 0.1723 \text{ m}$$

代入式(1)得，

$$q'_1 = \frac{2 \times 0.06 \times \pi (300 - 50.3)}{\ln \frac{0.1723}{0.102}} = 179.6 < q_1$$

故保温层必备厚度

$$\delta = \frac{d_2 - d_1}{2} = \frac{0.1723 - 0.102}{2} = 35.2 \text{ mm}$$

由  $q'_1$  值代入式(2)可算得保温层外表面温度

$$t_{w2} = 50.3^\circ\text{C}$$

## 符 号 说 明

### 英文字母

$A$ ——传热面积， $\text{m}^2$ ；  
 $a$ ——导温系数， $\text{m}^2/\text{s}$ ；  
 $B$ ——润湿周边， $\text{m}$ ；  
 $Bi$ ——毕渥准数；  
 $c_p$ ——定压比热容， $\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ ；  
 $d$ ——管径， $\text{m}$ ；  
 $f$ ——校正系数；  
 $F_o$ ——傅立叶数；  
 $g$ ——重力加速度， $\text{m}/\text{s}^2$ ；  
 $Gr$ ——格拉晓夫数；  
 $Gz$ ——格里兹数；  
 $H$ ——高度， $\text{m}$ ；  
 $K$ ——总传热系数， $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ；  
 $L$ ——定性尺寸， $\text{m}$ ；垂直壁高， $\text{m}$ ；  
 $l$ ——管长， $\text{m}$ ；

$M$ ——冷凝负荷， $\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$ ；  
 $m$ ——质量流量， $\text{kg}/\text{s}$ ， $\text{kg}/\text{h}$ ；  
 $N$ ——管子总数；  
 $n_s$ ——管束垂直列数；  
 $n$ ——垂直方向上的管子根数；  
 $Nu$ ——努塞尔数；  
 $NTU$ ——传热单元数；  
 $p$ ——压力， $\text{Pa}(\text{N}/\text{m}^2)$ ；  
 $Pr$ ——普朗特数；  
 $Pe$ ——贝克列数；  
 $Q$ ——传热速率， $\text{W}$ ；  
 $q$ ——传热通量(热流密度)， $\text{W}/\text{m}^2$ ；  
 $Q_i$ ——总传热量， $\text{J}$ ；  
 $R$ ——热阻， $\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ ；  
 $r$ ——半径， $\text{m}$ ；潜热， $\text{kJ}/\text{kg}$ ；  
 $R_s$ ——污垢热阻， $\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ ；

$Re$ ——雷诺数;

$S$ ——流通截面积,  $m^2$ ;

$T$ ——热流体温度,  $K, ^\circ C$ ;

$t$ ——冷流体温度,  $K, ^\circ C$ ;

$u$ ——流速,  $m/s$ ;

$V$ ——体积,  $m^3$ ;

$x$ ——摩尔分率。

$\beta$ ——体积膨胀系数,  $1/K$ ;

$\Delta$ ——有限差值;

$\delta$ ——厚度,  $m$ ;

$\varepsilon$ ——传热效率;

$\theta$ ——时间,  $s$ ;

$\lambda$ ——导热系数,  $W/(m \cdot K)$ ;

$\mu$ ——黏度,  $Pa \cdot s$ ;

$\rho$ ——密度,  $kg/m^3$ ;

$\varphi$ ——角度。

#### 希腊字母

$\alpha$ ——对流传热系数,  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ ;

#### 参 考 文 献

- [1] 杨世铭主编. 传热学. 北京: 人民教育出版社, 1980
- [2] 谭天恩, 麦本熙, 丁惠华编. 化工原理(上册). 北京: 化学工业出版社, 1990
- [3] ECKERT E R G. Analysis of Heat and Mass Transfer. McGraw-Hill Kogakusha LTD., 1973
- [4] J·M·柯尔森, F·J·李嘉森著. 丁绪淮等译. 化学工程(I、VI卷). 北京: 化学工业出版社, 1989
- [5] 兰州石油化工设计院. 石油化工技术参考资料, 第35、36期. 1978
- [6] 尾花英朗等著. 热交换器设计手册(中译本). 北京: 轻工业出版社, 1987
- [7] 天津大学等. 化工传递过程. 北京: 化学工业出版社, 1983
- [8] McCabe L, Smith J. Unit Operation of Chemical Engineering. 3rd ed. McGraw-Hill Kogakusha LTD, 1976

#### 习 题

1. 一立式加热炉炉墙由厚150mm的耐火材料构成, 其导热系数为 $\lambda_1 = 1.3 W/(m \cdot K)$ , 其内外表面温度为 $1100^\circ C$ 及 $240^\circ C$ , 试求通过炉墙损失的热量( $W/m^2$ ); 若外加一层25mm,  $\lambda_2 = 0.3 W/(m \cdot K)$ 的绝热材料, 并假定炉内壁温度仍为 $1100^\circ C$ , 而热损失降至原来的57%, 求绝热层外壁温度及两层交界面处的温度。

2. 某加热炉炉墙由耐火砖、绝热层与普通砖组成, 耐火砖里侧温度为 $900^\circ C$ , 普通砖外侧温度为 $50^\circ C$ , 各层厚度分别为: 耐火砖140mm, 绝热层(石棉灰)20mm, 普通砖280mm; 各层导热系数:  $\lambda_1 = 0.93 W/(m \cdot K)$ ,  $\lambda_2 = 0.064 W/(m \cdot K)$ ,  $\lambda_3 = 0.7 W/(m \cdot K)$ 。(1) 试求每 $m^2$ 炉墙的热损失; (2) 若普通砖的最高耐热温度为 $600^\circ C$ , 本题条件下, 是否适宜?

3. 当管子外径与内径之比 $d_2/d_1 \leq 2$ 时, 试证明: 通过管壁的导热速率按下式计算的相对误差不超过4%。

$$Q' = \frac{\Delta t}{\frac{\delta}{A_m \lambda}}$$

其中:  $A_m = \pi d_m l$ ,  $d_m = \frac{1}{2}(d_1 + d_2)$

$$\delta = \frac{1}{2}(d_2 - d_1)$$

4. 管子的内外直径分别为:  $d_1 = 107mm$ ,  $d_2 = 127mm$ , 导热系数 $\lambda = 16 W/(m \cdot K)$ , 管内外壁温度各为 $350^\circ C$ 及 $300^\circ C$ , 试求在单位时间内, 每米管长及每平方米外表面的导热量。

5. 汽管外径 $d_1 = 100mm$ , 其表面温度 $t_1 = 180^\circ C$ , 覆盖有50mm厚的矿渣棉绝热层,

绝热层外表面温度  $t_2 = 30^\circ\text{C}$ ，其导热系数由下式决定： $\lambda = 0.064(1 + 2.25 \times 10^{-3}t) \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ，试求每米管长的热损失 ( $\text{W}/\text{m}$ )。

6. 管径为  $\phi 38 \times 2.5 \text{ mm}$  的油管，管壁导热系数为  $45 \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ，内壁温度为  $120^\circ\text{C}$ ；为减少热损失，在管外包上两层绝热层，第一层是  $50 \text{ mm}$  厚的蛭石，导热系数为  $0.06 \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ，第二层是  $10 \text{ mm}$  厚的石棉泥，导热系数为  $0.13 \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ，最外层温度  $30^\circ\text{C}$ 。

(1) 试求每米管长的热损失及两绝热层交界面的温度；

(2) 若把内、外两绝热层位置交换一下，热损失将如何变化？

7. 有一球罐，热量通过球罐壳壁向环境大气进行热传导，已知球罐内、外表面的半径分别为  $r_1$ 、 $r_2$ ，球罐内、外表面的温度分别为  $t_1$ 、 $t_2$ ，罐壁材料的导热系数为  $\lambda$ ，试推导热量通过球罐壳壁的导热速率式。

8. 某汽油冷却器采用  $\phi 25 \text{ mm} \times 2.5 \text{ mm}$  管子，冷却水在管内以  $1 \text{ m/s}$  的流速通过，进出口温度分别为  $25^\circ\text{C}$  及  $45^\circ\text{C}$ ，管长  $3 \text{ m}$ ，试求管壁对冷却水的对流传热系数。

9. 某煤油冷却器有  $\phi 19 \text{ mm} \times 2 \text{ mm}$  钢管 60 根，长  $3 \text{ m}$ ，管内冷却水流速为  $0.6 \text{ m/s}$ ，平均水温为  $30^\circ\text{C}$ ，管壁温度为  $55^\circ\text{C}$ 。试求：

(1) 水在管内的对流传热系数；

(2) 对流传热速率。

10. 上题中，若改用管径为  $\phi 38 \text{ mm} \times 3 \text{ mm}$  钢管而保持流速及冷却水总流量不变(管子根数可变)，求对流传热系数及传热速率。

11. 若将题 8 中冷却器中心管内流速提高至  $2 \text{ m/s}$ ，管径及水温不变，求对流传热系数增加的倍数。

12. 重油以  $0.2 \text{ m/s}$  的速度在内径为  $50 \text{ mm}$  的管内流过，进口温度为  $20^\circ\text{C}$ ，出口温度为  $85^\circ\text{C}$ ，管壁的平均温度  $t_w = 100^\circ\text{C}$ ，试求管壁对重油的对流传热系数。已知重油的物理参数如下：

$$\lambda = 0.125 - 1.5 \times 10^{-4}t, \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$$

$$c_p = 1.74 + 2.5 \times 10^{-3}t, \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$$

$$\nu = 2.55/t^3, \text{ m}^2/\text{s}$$

$$\beta = 3 \times 10^{-4}, 1/\text{K}; l = 3 \text{ m}$$

$$\rho = (1.01 - 6.25 \times 10^{-4}t) \times 10^3, \text{ kg}/\text{m}^3$$

13. 试计算套管换热器中原油的对流传热系数。套管的尺寸为  $\phi 85 \text{ mm} \times 5 - \phi 60 \text{ mm} \times 5 \text{ mm}$ ，原油的流量为  $12600 \text{ kg/h}$ ，进出口温度分别为  $125^\circ\text{C}$  及  $175^\circ\text{C}$ ；原油的物理性质可由以下参数再查阅图表集或附录求得： $d_4^{20} = 0.9084$ ， $\nu_{80} = 39.9 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ ， $\nu_{100} = 18.2 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ ，特性因数  $K = 11.8$ 。试求原油走内管或走环隙时的对流传热系数。

14. 常压空气横过外径为  $50 \text{ mm}$  管子所组成的管束，空气由  $15^\circ\text{C}$  预热至  $39^\circ\text{C}$ ，其在最窄截面处的流速为  $6 \text{ m/s}$ ，计算管束为顺排与叉排时的平均对流传热系数。

15. 试求从一外径为  $60 \text{ mm}$ 、壁温为  $120^\circ\text{C}$  的蒸汽横管到重油( $20^\circ\text{C}$ )的自然对流传热系数。蒸汽管置于油罐下方被重油所浸没，重油的物理性质同题 12。

16. 试求水浸式冷却器管外至水的自然对流传热系数。已知水的平均温度为  $30^\circ\text{C}$ ，管外壁温为  $70^\circ\text{C}$ ，管外径为  $89 \text{ mm}$ 。

17. 两根横管具有相同的表面温度，都被空气的自然对流所冷却，第一根管直径 5 倍于第二根管，如果两根管的  $(Gr \cdot Pr)$  值均在  $10^9 \sim 10^{12}$  范围内；试求两管传热系数之比  $\alpha_1/\alpha_2$



及每米管长的热损失之比  $q_{11}/q_{12}$ 。

18. 正己烷在压力 0.4MPa(表)及温度 131℃ 下,在某再沸器管外作饱和沸腾,已知加热管外壁平均温度 147℃,己烷的临界压力  $p_c = 2.95\text{MPa}$ ,试求沸腾传热系数。

19. 丙烷饱和蒸气在水平管束外冷凝,已知管子总数 86 根,管外径 25mm,正三角形错列。丙烷冷凝温度 59℃,冷凝潜热 330kJ/kg;管壁温度为 50℃;丙烷凝液在 55℃ 下的物性:  $\mu = 0.08\text{mPa} \cdot \text{s}$ ,  $\lambda = 0.085\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ,  $\rho = 440\text{kg}/\text{m}^3$ ,试求管外平均冷凝传热系数,并与单根管进行比较。

20. 某化工厂拟用水在逆流套管冷却器中冷却苯液,测得苯的流量为 20t/h,进出口温度为 80℃ 与 50℃,冷却水由 25℃ 升至 45℃,传热面积为 20m<sup>2</sup>,试估计此冷却器的传热系数。

21. 某芳烃车间需将环丁砜水溶液由 100℃ 加热至 115℃,拟用 0.362MPa(绝)的饱和水蒸气作为加热剂,已知环丁砜溶液的流量为 216t/h,比热容为 2.93kJ/(kg·℃),若加热器的总传热系数为 680W/(m<sup>2</sup>·K),试求水蒸气的消耗量及所需要的传热面积。

22. 在一换热器中用饱和水蒸气加热有机溶剂,换热管规格为  $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$  钢管,溶剂在管内流动,流速为  $u(\text{m/s})$ ,在换热器洁净无垢时测得:

$$\frac{1}{K_0} = 0.000187 + 0.0027/u^{0.8}$$

操作半年后,管内侧生垢时又测得:

$$\frac{1}{K_0} = 0.000464 + 0.0027/u^{0.8}$$

若假定两种情况下蒸汽冷凝的传热系数相等,且蒸汽侧不生垢,试计算:

- (1) 当管内溶剂流速为 2m/s 时,管内对流传热系数  $\alpha_i$ ;
- (2) 水蒸气冷凝传热系数  $\alpha_0$ ;
- (3) 操作半年后的污垢系数  $R_{si}$ 。

23. 某煤油冷却器由 60 根  $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$  的管子组成,水走管内,煤油在管间与水呈逆流流动。若煤油的流量为 4500kg/h,进、出口温度分别为 78℃ 及 30℃,水的进口温度为 20℃,出口温度不得超过 48℃。水侧及油侧的对流传热系数分别为 1.7kW/(m<sup>2</sup>·℃) 及 0.85kW/(m<sup>2</sup>·℃),试求在不计污垢热阻时,该冷却器所需的管子长度(煤油在平均温度下的比热容可取 1.9kJ/(kg·℃),钢管的导热系数为 45W/(m·K))。

24. 一定流量的空气在蒸汽加热器中从 20℃ 加热至 80℃,空气在管内呈湍流流动。压力为 0.17MPa(绝)的饱和水蒸气在管外冷凝。现因生产需要将空气流量提高 20%,但空气的进出口温度不变,试问应将饱和水蒸气的温度及压力增加至多少,方可完成任务(假定管壁及污垢热阻均可忽略)?

25. 在一并流操作的套管换热器中,用水冷却柴油,水的进出口温度分别为 15℃ 及 40℃,柴油从 100℃ 冷却至 60℃,现因生产需要将柴油出口温度进一步降低,在不增加传热面积的前提下改为逆流操作,试求柴油可能达到的最低出口温度(假定柴油、水的进口温度及物理性质均不改变)。

26. 90℃ 的正丁醇在逆流换热器中被冷却至 50℃,换热器的传热面积为 6m<sup>2</sup>,总传热系数为 230W/(m<sup>2</sup>·℃),若正丁醇的流量为 1930kg/h,比热容为 2.95kJ/(kg·℃)(70℃ 时的数据),冷却介质为水,试求:

(1) 冷却水的出口温度；

(2) 冷却水的消耗量,  $\text{m}^3/\text{h}$ 。

27. 在逆流换热器中, 冷油与热油进行热交换, 油的比热均为  $1.68\text{kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ , 热油的流量为  $3000\text{kg}/\text{h}$ , 并从  $100^\circ\text{C}$  冷却至  $25^\circ\text{C}$ ; 冷油则从  $20^\circ\text{C}$  加热至  $40^\circ\text{C}$ 。已知总传热系数  $K_0$  随热油的温度  $T$  变化如下:

热油温度 $T(^{\circ}\text{C})$ :	100	80	60	40	30	25
传热系数 $K_0[\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})]$ :	355	350	340	310	230	160

试求换热器的传热面积。

28. 外径为  $15\text{mm}$  的管子需要保温, 如果采用某石棉绝热物是否合适? 已知该石棉物料的导热系数为  $0.12\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ , 从绝热层的外表面至周围介质的对流、辐射综合给热系数约为  $12\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。

29. 某减压馏分油在  $\phi 108\text{mm} \times 4\text{mm}$  的钢管中流动, 平均温度为  $150^\circ\text{C}$ , 其管内的对流传热系数为  $350\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ , 周围大气温度为  $10^\circ\text{C}$ , 若管壁及污垢热阻忽略不计, 试求每米管长裸管的热损失。又若管外包一层厚  $20\text{mm}$ , 导热系数为  $0.058\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$  的玻璃布, 热损失将减少至多少?

# 第六章 换 热 器

换热器在石油化工生产中使用非常广泛，以处理 250 万吨/年的原油常减压蒸馏为例，20 世纪 70 年代中期平均能耗达 1.2GJ/(t 原油)，换热面积约 3000m<sup>2</sup>；到了 80 年代末期，平均加工能耗已下降至 0.536GJ/(t 原油)，换热面积却增至近万平方米。换热设备在石油化工各装置中的投资及钢材消耗所占的比重不断上升，其在降低能耗与生产成本中的作用也日益显著。

换热器按其用途区分，有加热器、冷却器、冷凝器、再沸器等。根据不同的工艺要求，换热器的种类千差万别，但根据冷、热流体的接触方式基本上可分为间壁式、直接混合式及蓄热式等三种。由于间壁式换热器占石油化工换热设备的绝大部分，故本章仅讨论此类换热器。

## 第一节 间壁式换热器的类型

间壁式换热器从结构上可分为两大类：管式换热器与板式换热器。目前我国各石油化工厂普遍采用的是前者；板式换热器属新型换热器，具有广阔的应用前景，还有待于开发与推广。下面简要介绍几种常用的管式换热器。

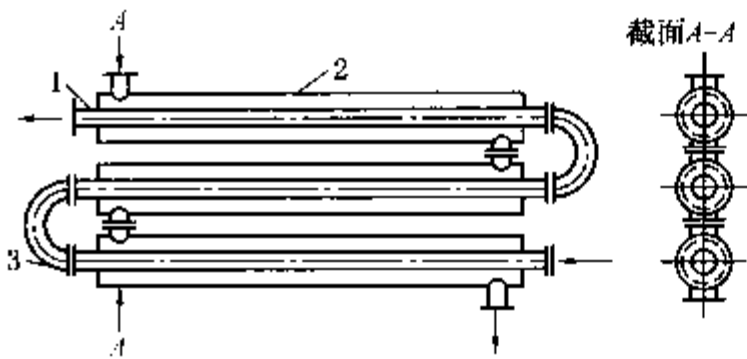


图 6-1 套管换热器  
1—内管；2—外管；3—U 形肘管

### 一、套管换热器

套管换热器(图 6-1)是由两根直径不同的同心圆管相套而成。一种流体走内管，另一种流体走两管之间的环隙，通过内管的管壁进行换热。套管的规格常有  $\phi 42\text{mm} \times 4.5\text{mm}$ — $\phi 22\text{mm} \times 4\text{mm}$ ； $\phi 60\text{mm} \times 3.5\text{mm}$ — $\phi 42\text{mm} \times 4\text{mm}$ ； $\phi 89\text{mm} \times 5\text{mm}$ — $\phi 60\text{mm} \times 5\text{mm}$ ；等几种，每一组套管组成一个单元，单元之间用回弯头联接。

流体在套管中可获得较高的流速，故传热系数大；又由于可以是完全逆流操作，平均温差较高；结构简单且可承受较高的操作压力，故套管常用于高压系统及回收低温位热源の場合。但套管单位传热面积的金属耗量大，占地面积多，结构不紧凑，故当传热面积需求很大时不适用。

### 二、水箱式冷却器

水箱式冷却器(图 6-2)又称为沉浸式蛇管换热器，常用作冷凝器或冷凝冷却器。其结构简单，仅由一长方形水箱及放在其中的若干组蛇管组成。管子直径一般为 75 ~

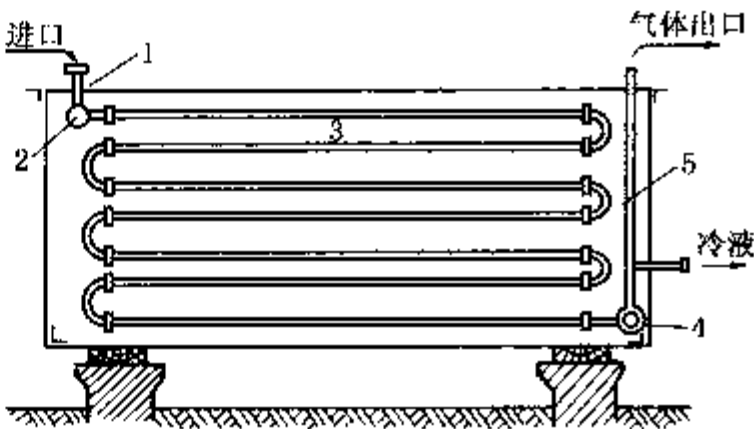


图 6-2 水箱式冷却器  
1—进口；2、4—集合管；3—蛇管；5—气体出口

150mm，材料一般为铸铁管。各组蛇管往往并联使用以降低阻力。水从水箱底部进入，由上部经溢流堰流出。

水箱式冷却器不仅结构简单，且铸铁管耐腐蚀、操作安全，但由于管外水处于自然对流状态，传热系数低，金属耗量大，所以使用并不普遍，常用于炼油厂的渣油冷却。

### 三、空气冷却器

空气冷却器(图 6-3)简称空冷器，是用空气作冷却剂，使管内的热介质发生冷凝或冷却的换热设备，它是由一台或数台轴流风扇以及一组或多组放在框架之上的管束所组成。按照管束的摆放方式可分为水平式(卧式)及斜顶式(人字式)两种。

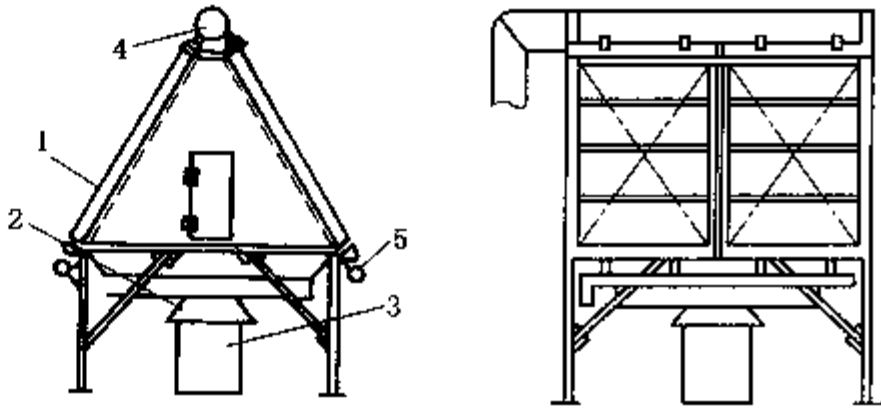


图 6-3 空气冷却器

1—管束；2—风机；3—电动机；4—进口管；5—出口管

由于空气的对流传热系数小，所以管束均由外翅片管所组成。空气冷却器特别适用于水源不足及水质不好的地区。为节约用水及减少废水污染，目前我国所有大型炼油厂的塔顶蒸气冷凝冷却器全部使用空冷器。

空冷器的主要缺点是装置庞大，动力消耗较大，热量无法回收。

### 四、管壳式换热器

管壳式换热器是目前使用最多的一种换热器。它由管束与壳体所组成，一种流体在管内流动，称为管程；另一种流体在管外壳内流动，称为壳程。两种流体通过管壁进行换热。换热管是胀接在管板上的。根据管板的形式，管壳式换热器又可分为固定管板式、浮头式及 U 形管式等几种。

#### (一) 固定管板式换热器

图 6-4 是固定管板式换热器简图，它的特点是两端管板焊接在壳体上，因此，一经制成后，管束无法抽出，管外壁生垢后无法清扫；且当管束与壳体温差较大时，二者热膨胀程度不同，从而使管束与壳体承受很大的温度应力，甚至使管束变形或胀口泄漏。因此，固定管板式换热器只限于应用在壳程流体洁净、无需机械清扫及冷热流体温差不超过某一限度的场合。

当壳体与管束间的流体温差稍大(低于 60 ~ 70℃)、壳程压力又不太高(小于 0.6MPa)

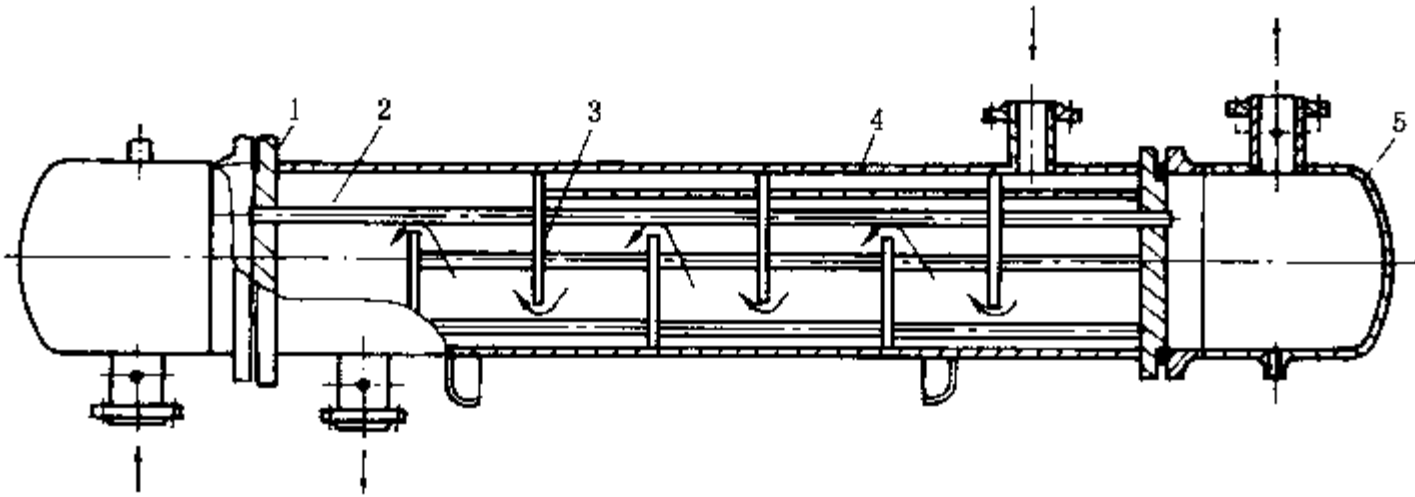


图 6-4 固定管板式换热器

1—管板；2—换热器；3—折流板；4—壳体；5—封头

时，可以考虑采用具有补偿圈(或膨胀节)的固定管板式换热器，如图 6-5 所示。

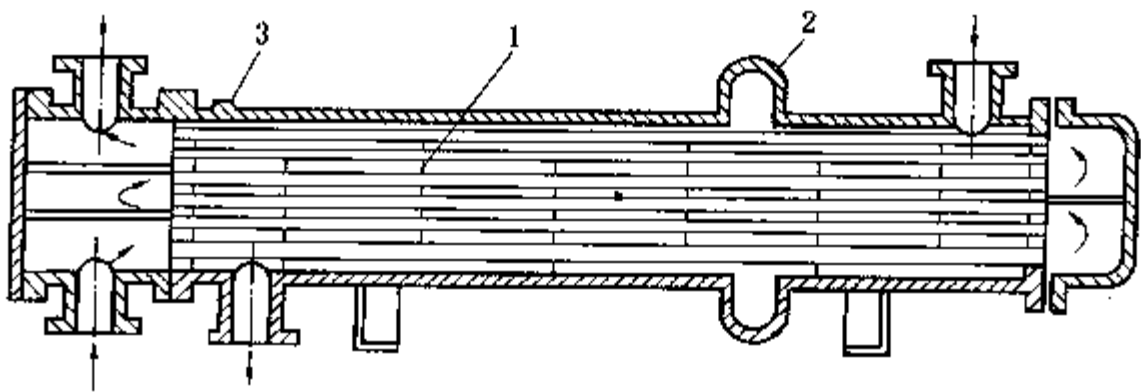


图 6-5 具有补偿圈的固定管板式换热器  
1—折流挡板；2—补偿圈；3—放气嘴

固定管板式换热器的优点是结构简单，造价低廉，在工艺条件许可时应优先考虑使用。

(二) 浮头式换热器

浮头式换热器(见图 6-6)的特点是只有一端管板与壳体相连，而另一端管板则是活动的，管束可在壳内自由伸缩而不受约束，所以可以允许两流体存在较大的温差，便于清洗和检修。炼油厂所使用的高温换热器大多属于此类。

这种换热器的缺点是结构比较复杂，造价也较高，管程流体泄漏不易察觉。

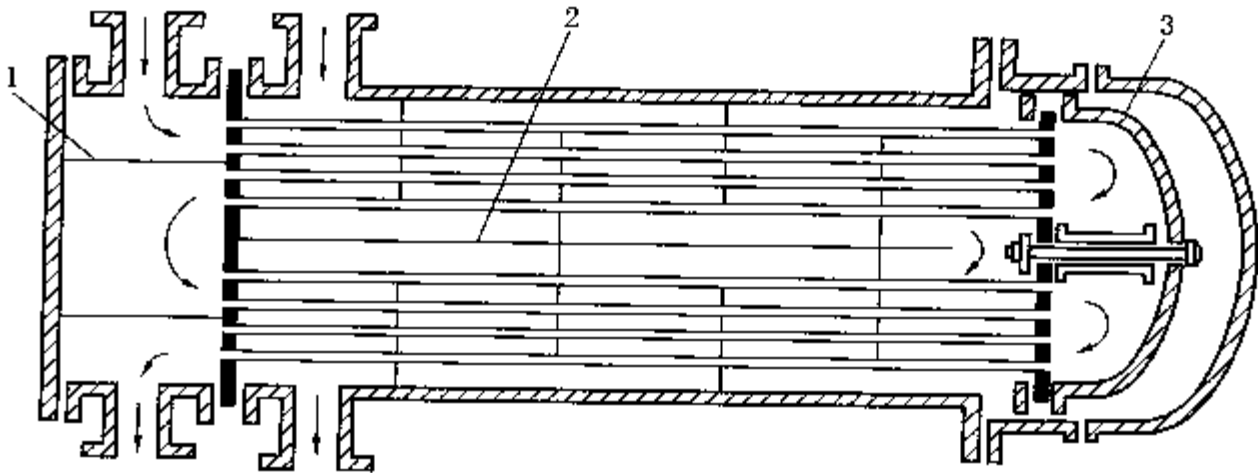


图 6-6 浮头管壳式换热器  
1—管程隔板；2—壳程隔板；3—浮头

(三) U 形管式换热器

U 形管式换热器(见图 6-7)只有一端管板，在另一端，每根管子均弯成 U 形，以便管程流体在其内改变流动方向，即以 U 形管代替了浮头。由于管束只有一端固定，另一端可自由伸缩，所以也避免了管束与壳体之间的膨胀应力，而结构又比浮头式简单，故适宜于两流体温度相差较大的场合。但管内不能进行机械清扫，只在管程流体洁净无垢时可用。

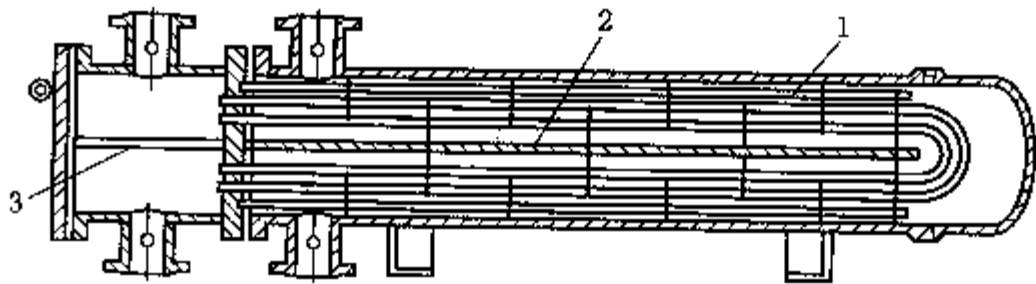


图 6-7 U 形管式换热器  
1—U 形管；2—壳程隔板；3—管程隔板

管壳式换热器结构紧凑, 占地面积小, 承压能力高, 目前在石油化工厂仍占有主导地位。

## 第二节 管壳式换热器的选用及校核计算

换热器的计算可分为校核计算与设计计算。校核计算是在换热器已定的前提下, 确定换热器的工作情况, 一般可分为操作换热器的标定和核算某一给定换热器能否完成给定的传热任务两种; 设计计算则是根据规定的工艺条件及传热任务确定换热器的传热面积及其基本尺寸, 其中又分为选用标准换热器及设计新的换热器两种。但是无论是校核或设计计算所使用的基本计算公式都是相同的, 本节着重讨论标准换热器的选用, 其中包括初选换热器后的校核计算。

### 一、管壳式换热器的选用及设计原则

#### (一) 形式与结构的选定

##### 1. 固定管板式与浮头式的选择

固定管板式与浮头式相比, 其结构简单, 造价低(约相差 20%), 而且在固定管板式系列中包括有浮头系列所缺少的单壳程单管程类型(在此类换热器中, 两流体为逆流操作, 平均温差最大), 所以在工艺条件允许时应优先使用。但固定管板式的管束与壳体要承受较大的膨胀应力, 且管束无法抽出清扫, 故当冷热两流体的极限温度差超过  $110^{\circ}\text{C}$  或壳程流体易生垢、有腐蚀时应当选用浮头式。

##### 2. 管束形式及管径、管长的选择

国产浮头式换热器和固定管板式换热器系列见附录。换热管规定采用  $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$  或  $\phi 19\text{mm} \times 2\text{mm}$  的管子, 管心距分别为 32mm 和 25mm。管子排列有正三角形和正方形排列斜转  $45^{\circ}$  两种, 正三角形排列单位传热面金属耗量低, 但壳程不易清扫。

固定管板式换热器系列中管长有 1.5m、2m、3m、4.5m、6m、9m 六种; 浮头式有 3m、4.5m、6m、9m 四种。对单位传热面积而言, 长管比短管节省金属, 对炼油厂常用的大型换热器, 一般都采用  $\geq 6\text{m}$  长的管子。

##### 3. 壳程直径的选定

壳径越大, 单台换热器传热面积越大, 单位传热面金属耗量越低, 即用一台大换热器比用多台小型换热器经济。例如, 处理量为 250 万吨/年的原油蒸馏装置( $\phi 25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$  管子按正方形旋转  $45^{\circ}$  排列), 换热器平均壳径由 0.7m 增至 1.0m, 可节约钢材约 42t。但壳径的选择还需根据壳程流速及壳程数对平均温差的影响综合考虑。

#### (二) 管程和壳程的确定

主要是根据流体的性质、流量、生垢及腐蚀情况等因素, 并依据有利传热、降低压降、便于操作与清扫等原则来确定。一般可按下列原则处理:

- (1) 有腐蚀性、高温、高压的流体走管程, 以降低对壳体材质的要求。
- (2) 有毒、易燃的流体走浮头换热器管程, 以减少泄漏的机会(对固定管板式则反之)。
- (3) 易于结垢的流体走管程, 因管程流速易于调节, 也便于清扫。例如, 冷却水一般走管程。

- (4) 壳程在低雷诺数下(例如  $Re > 100$ ) 可达到湍流, 且壳程流通面积相对较大, 故黏度



大、流量大的一般走壳程，例如原油与成品油换热时，原油一般走壳程。

(5)塔顶冷凝蒸气宜走壳程，以便于凝液及不凝气体的排放。

管程数可按表 6-1 查取。

浮头式换热器折流板间距  $B$  见表 6-2。

表 6-1 浮头式换热器管程数

$D_s/\text{mm}$	325 ~ 500	600 ~ 1200	1300 ~ 1800
$N_s$	2, 4	2, 4, 6	4, 6

表 6-2 浮头式换热器折流板间距  $B$

$L/\text{m}$	$D_s/\text{mm}$	$B/\text{mm}$							
3	$\leq 700$	100	150	200	—	—	—	—	—
	$\leq 700$	100	150	200	—	—	—	—	—
4.5	800 ~ 1200	—	150	200	250	300	—	450(或 480)	—
	400 ~ 1100	—	150	200	250	300	350	450(或 480)	—
6	1200 ~ 1800	—	—	200	250	300	350	450(或 480)	—
	1200 ~ 1800	—	—	—	—	300	350	450	600

(三)操作条件的确定

1. 流速

流速是换热器计算中的一个重要参数，它影响换热器的流通面积，即壳径、折流板间距及管程数。增加流速有利于传热，但却增加了压降。故只要压降在允许范围内，就应尽可能提高流速以增加传热系数并减少生垢。因此，可根据经验，确定一合理的压降，从而求出其相应的流速。推荐的合理压降可参考表 6-3。

此外，为避免设备磨损，还可参考不同情况下经验流速的最大值，使所算出的实际流速不超过该值。例如，烃类的管内最大流速为：2.7 ~ 3.0m/s(若含固体颗粒，如催化裂化油浆则最大流速 < 1.8m/s)。冷却水最高流速不超过 3.0 ~ 3.5m/s，而最低流速不应低于 0.6 ~ 0.9m/s，以免引起严重结垢。壳程流体的最大允许流速一般约为管程的一半左右。液体在换热器内的常用流速可参考表 6-4 及表 6-5。

表 6-3 单台换热器的合理压降

操作情况	操作压力	合理压降	操作情况	操作压力	合理压降
减压操作	0 ~ 0.1MPa(绝)	$\Delta p = \frac{p}{10}$	中压操作	1 ~ 3MPa(表)	$\Delta p = 0.035 \sim 0.18\text{MPa}$
常压操作	0 ~ 0.07MPa(表)	$\Delta p = \frac{p}{2}$	高压操作	3 ~ 8MPa(表)	$\Delta p = 0.07 \sim 0.25\text{MPa}$
低压操作	0.07 ~ 1MPa(表)	$\Delta p = 0.035\text{MPa}$			

总之，流速的确定，既要保证有利于传热(避免在层流下操作)，又要使换热器的压降在合理范围内，不可兼得时应服从主要矛盾的解决。

表 6-4 换热器内常用流速范围

介 质	流 速/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$		介 质	流 速/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	
	管 程	壳 程		管 程	壳 程
循环水	1.0 ~ 2.0	0.5 ~ 1.5	低黏度油	0.8 ~ 1.8	0.4 ~ 1.0
新鲜水	1.0 ~ 1.5		高黏度油	0.5 ~ 1.5	0.3 ~ 0.8



表 6-5 不同黏度的液体在换热器内的流速

液体黏度/mPa·s	最大流速/m·s <sup>-1</sup>	液体黏度/mPa·s	最大流速/m·s <sup>-1</sup>
>1500	0.6	100~35	1.5
1000~500	0.75	35~1	1.8
500~100	1.1	<1	2.4

2. 换热终温

终温即流体出口温度。当终温可以人为选定时(例如冷却水出口温度可由设计者选定),其数值对换热器的经济合理性有较大的影响。如果要求终温过于苛刻(即接近极限温度),则使平均温差急剧下降。导致所需传热面积大大增加,所回收的热量与增加的设备投资不成比例,这是不合理的。特别是对于错流或多管程换热器,不应出现温度交叉现象,即不希望冷流出口温度高于热流出口温度(或热流出口低于冷流出口温度)。不能改变温度时,只能用多个换热器串联或改用逆流操作换热器。

二、无相变时管壳式换热器的对流传热系数

(一) 管程对流传热系数  $\alpha_i$

当  $Re > 10000$  时,可按第五章式(5-37a)和式(5-38a)计算。

低黏度流体:

$$\alpha_i = 0.023 \frac{\lambda}{d_i} \left( \frac{d_i u_i \rho}{\mu} \right)^{0.8} \left( \frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{0.3-0.4} \tag{6-1}$$

黏度变化较大的碳氢化合物:

$$\alpha_i = 0.027 \frac{\lambda}{d_i} \left( \frac{d_i u_i \rho}{\mu} \right)^{0.8} \left( \frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{0.33} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \tag{6-2}$$

由于

$$u_i = \frac{m_s}{\rho \cdot N \left( \frac{\pi}{4} d_i^2 \right)} \cdot N_i$$

式中  $N$ ——换热器管子总数;

$N_i$ ——管程数。

当流量一定时,管内流速  $u_i$  与管程数  $N_i$  成正比,故管内对流传热系数  $\alpha_i$  正比于管程数的 0.8 次方;流速一定时,  $\alpha_i$  反比于管径的 0.2 次方。

即

$$\alpha_i \propto N_i^{0.8}$$

或

$$\alpha_i \propto d_i^{-0.2}$$

可见,结构参数中管程数  $N_i$  是影响对流传热系数  $\alpha_i$  的主要因素;速度一定时,管径  $d_i$  对  $\alpha_i$  的影响甚微。

(二) 壳程对流传热系数  $\alpha_0$

具有缺圆形折流板的壳程对流传热系数的计算方法很多,比较有代表性的有:贝尔(Bell)法、寇恩(Kern)法、多诺霍(Donohue)法,其中贝尔法的精度最高,但所需的已知条件也较多(如壳与管束之间的间隙,管与折流板之间的间隙等),计算较为烦琐;寇恩法只适用于折流板缺口拱高与壳径之比为 25% 的情况,故本节推荐用多诺霍公式计算。

$$\alpha_0 = 0.23 \frac{\lambda}{d_0} \left( \frac{d_0 G_{sm}}{\mu} \right)^{0.6} \left( \frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \tag{6-3}$$

式中  $G_{gm}$ ——流体横过管束与通过折流板缺口时的平均质量流速， $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$ 。

$$G_{gm} = \frac{m_s}{\sqrt{S_c \cdot S_b}} \tag{6-4}$$

其中  $S_c$ ——两折流板之间，靠近壳中心线处的管间流通面积；可用以下公式计算：

$$S_c = B(D'_s - n_e d_0) \tag{6-5}$$

式中  $B$ ——折流板间距， $\text{m}$ ；

$D'_s$ ——最靠近壳中心线的管排处的壳径， $\text{m}$ ；

$n_e$ ——最靠近壳中心线的管排的管子根数；

$S_b$ ——折流板缺口的管间流通截面积， $\text{m}^2$ 。

$$S_b = K'D_s^2 - n_w \cdot \frac{\pi}{4} \cdot d_0^2 \tag{6-6}$$

$K'$ ——弓形面积系数， $K'$ 与缺口拱高  $h_B$  的关系见表 6-6；

$n_w$ ——折流板缺口内的管子根数。

表 6-6 弓形面积系数  $K'$

折流板缺口拱高与壳径之比( $h_B/D_s$ )	$K'$	折流板缺口拱高与壳径之比( $h_B/D_s$ )	$K'$
0.2	0.112	0.35	0.245
0.25	0.154	0.40	0.293
0.30	0.198	0.45	0.343

国产换热器系列的折流板缺口拱高  $h_B = 0.2 \sim 0.3D_s$ ，可由换热器系列查得。

式(6-3)适用于

$$3 < \frac{d_0 G_{gm}}{\mu} < 2 \times 10^4$$

由多诺霍公式可见，影响壳程对流传热系数的结构因素有管子外径  $d_0$ 、折流板间距  $B$  及弓形缺口面积系数  $K'$ ，其关系约为

$$\alpha_0 \propto d_0^{-0.4} \cdot (B \cdot K')^{-0.3}$$

即  $d_0$ 、 $B$ 、 $K'$  越小，对增加壳程对流传热系数越有利。

三、管壳式换热器的平均温度差

在第五章中所推导的对数平均温差只适用于单纯的逆流与并流，而对于管壳式换热器，只有在单壳程单管程的固定管板换热器内近似为逆流或并流操作，在一般的多管程的换热器内流动情况较为复杂，管程与壳程流体有时为逆流，有时为并流，在横过管束时又是错流；平均温差的数学推导颇为烦琐，这里只介绍一种最简便的计算方法：任何流型的平均温差  $\Delta t_m$  均可看作逆流平均温差的某一个分数，即

$$\Delta t_m = \psi \cdot \Delta t_{逆} \tag{6-7}$$

式中  $\psi$ ——温差修正系数， $\psi < 1$ ； $\psi$  不仅与两流体的流动型态有关，而且还决定于参数  $P$  与  $R$  的数值，其中

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{\text{冷流体的温度变化}}{\text{两流体的最大温差}} \tag{6-8}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{\text{热流体的温度变化}}{\text{冷流体的温度变化}} \tag{6-9}$$

将修正系数  $\psi$  随流型及  $P$ 、 $R$  值的变化关系作成图表，即可方便地查出相应的  $\psi$  值。常用的一壳程二管程（称为 1-2 式）、一壳程三管程（称为 1-3 式）、二壳程四管程（称为 2-4 式）或错流时的  $\psi$  值，见图 6-8。

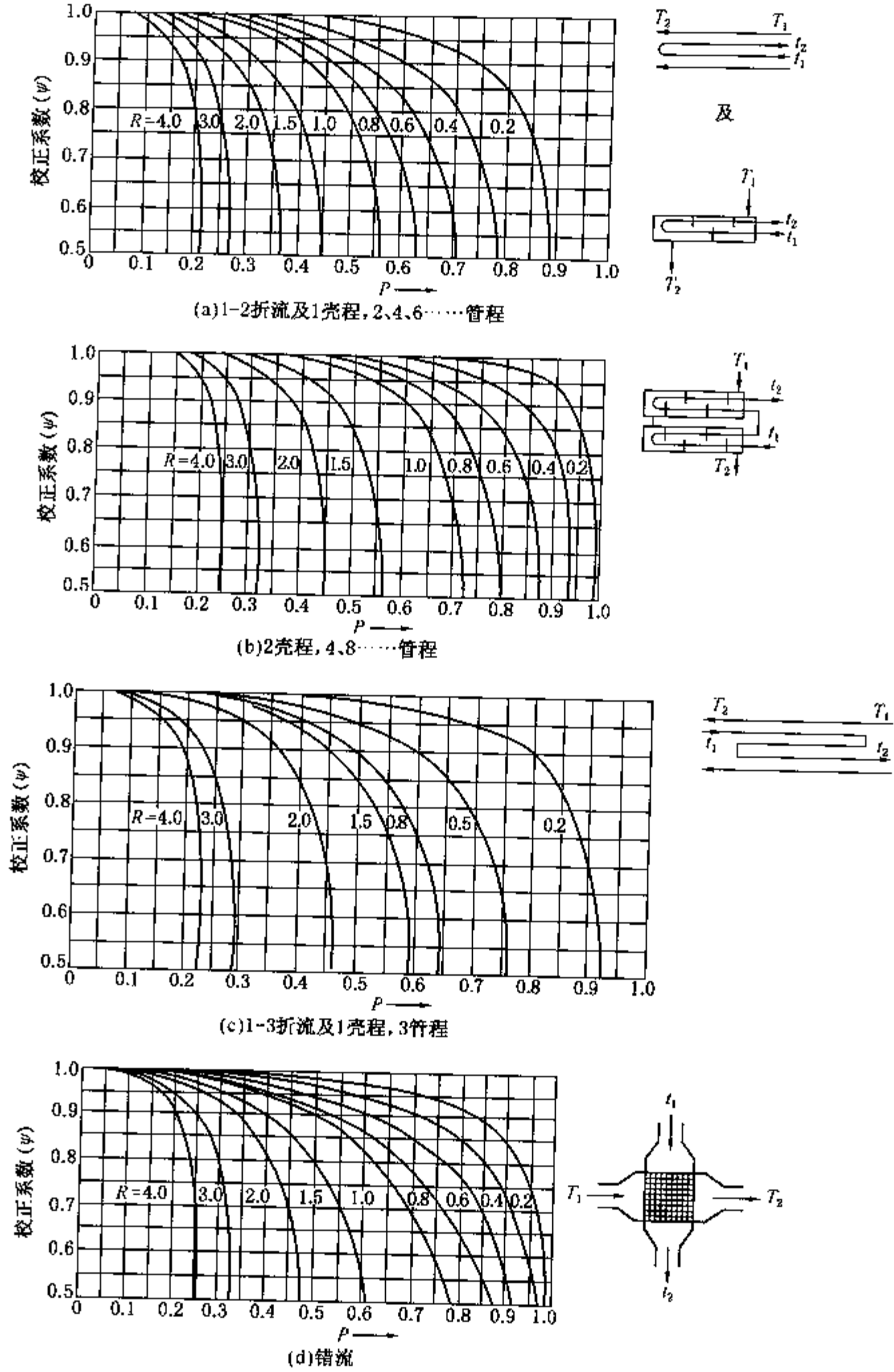


图 6-8 温差修正系数  $\psi$  与流型及  $P$ 、 $R$  的关系图  
(a) 1-2 式; (b) 2-4 式; (c) 1-3 式; (d) 错流

由图 6-8 可见，修正系数  $\psi \leq 1$ ，即逆流为最理想的流动方式，其他流动型态的温差均低于逆流。在设计中，应使  $\psi > 0.8$ 。当出现  $\psi \leq 0.8$  时，应设法调整流动方式，例如增加壳程数，使流动接近于逆流。对单壳程换热器，当多个串联操作时，就构成了多壳程换热器。壳程数越多，越接近于逆流， $\psi$  值也就越大。

### 四、换热器的压降

换热器的压降亦即通过换热器的流动阻力或能量损失，是一项重要的工艺指标。在设计中仅仅从传热的角度考虑是不够的；通常随着流速的增加，传热系数提高，所需的传热面积减少，但另一方面却导致压降急剧增加，从而增加了泵的功率、提高了设备及管件、阀件的等级。因此，在选用及设计换热器时应进行压降的检验，以保证其数值在一合理范围之内。换热器压降一般分两部分考虑。

#### (一) 管程压降

管程压降的计算和一般管路压降的计算并无不同，单壳程换热器的管程压降可由下列三部分阻力组成：

##### 1. 直管阻力 $\Delta p_i$

$$\Delta p_i = \lambda \frac{L}{d_i} \frac{u_i^2}{2} \cdot \rho \cdot N_i \tag{6-10}$$

式中  $L$ ——一根换热管的长度，m；  
 $u_i$ ——流体通过管内的流速，m/s，可用下式计算：

$$u_i = \frac{m_s}{\rho \cdot S_i} \tag{6-11}$$

$S_i$ ——管程流通面积；国产系列换热器的  $S_i$  可根据型号及管程数由附录查得，或用下式计算：

$$S_i = \frac{V_s}{\frac{N}{N_i} \cdot \frac{\pi}{4} d_i^2} \tag{6-12}$$

$\lambda_i$ ——管程摩擦因数， $\lambda = 4f_i$ ， $f_i$  为范宁 (Fanning) 摩擦因数，可由图 6-9 查得。

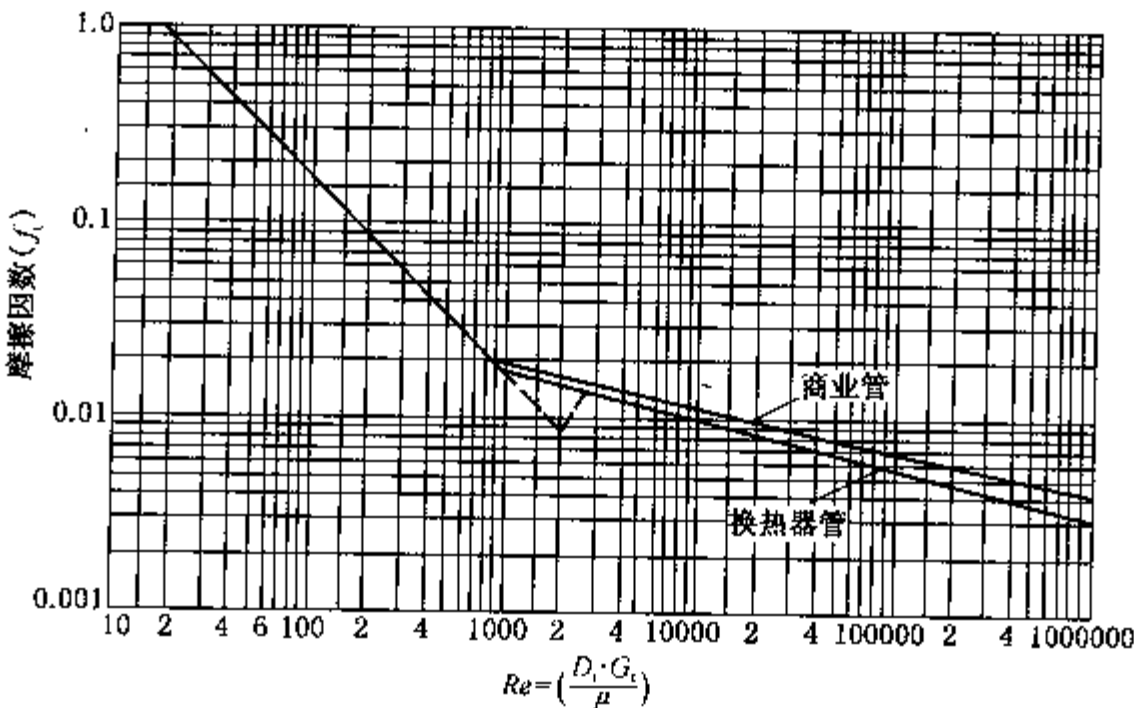


图 6-9 管内流动范宁摩擦因数

## 2. 局部阻力 $\Delta p_r$

$\Delta p_r$  系指管程流体在管箱及浮头中改变方向时的局部阻力损失, 可由下式估计:

$$\Delta p_r = \zeta \cdot \frac{u_i^2}{2} \cdot \rho \cdot N_i \quad (6-13)$$

式中  $\zeta$ ——局部阻力系数, 对多管程:  $\zeta = 3 \sim 4$ , 对单管程:  $\zeta = 2$ 。

## 3. 流体通过进出口接管的阻力 $\Delta p_N$

$$\Delta p_N = 1.5 \cdot \frac{u_N^2}{2} \cdot \rho \quad (6-14)$$

式中  $u_N$ ——进出口管内流速, m/s。

$\Delta p_N$  数值相对较小, 在中、高压操作时, 此项常常忽略不计。

如果考虑管内结垢对阻力的影响, 一台换热器管程总压降  $\Delta p_t$ , 应为

$$\begin{aligned} \Delta p_t &= F_t (\Delta p_i + \Delta p_r) \\ &= F_t N_i \cdot \rho \cdot \left( \lambda \frac{L}{d_i} + \zeta \right) \frac{u_i^2}{2} \end{aligned} \quad (6-15)$$

式中  $F_t$ ——管程结垢阻力校正系数, 对液体而言,  $F_t = 1.4 \sim 1.5$ , 对气体则  $F_t = 1.0$ 。

由式(6-15)可见, 介质流量一定时, 管程压降  $\Delta p_t$  约与管程数  $N_i$  的 3 次方成正比, 故当管程数由 2 变为 4 的湍流操作时, 由于管程流通面积  $S_i$  减半, 故管内流速增加 1 倍, 管程对流传热系数  $\alpha'_i = 2^{0.8} \alpha_i = 1.74 \alpha_i$ , 而其压降  $\Delta p'_t = 2^3 \cdot \Delta p_t = 8 \Delta p_t$ 。

## (二) 壳程压降

由于流体在壳程内的流动情况较为复杂, 阻力计算的公式很多, 其中有些公式计算的精度较高, 但十分繁琐; 有些公式则误差较大。现推荐较常用的埃索公司计算式, 该公式认为壳程压力降由两部分组成:

$$\Delta p_s = F_s (\Delta p_{s1} + \Delta p_{s2}) \quad (6-16)$$

式中  $\Delta p_s$ ——一台换热器的壳程总压降, Pa;

$\Delta p_{s1}$ ——流体横过两折流板之间的管束外时的阻力, Pa;

$\Delta p_{s2}$ ——流体通过折流板缺口时的阻力, Pa;

$F_s$ ——壳程结垢阻力校正系数, 无因次;

对液体  $F_s = 1.15$ , 对气体  $F_s = 1.0$ 。

且有

$$\Delta p_{s1} = F \lambda_0 n_c (N_B + 1) \frac{u_c^2}{2} \cdot \rho \quad (6-17)$$

$$\Delta p_{s2} = N_B \left( 3.5 - \frac{2B}{D_s} \right) \frac{u_B^2}{2} \cdot \rho \quad (6-18)$$

式中  $F$ ——管子排列方式对压降的校正系数;

正方形直列:  $F = 0.3$ , 正方形错列(斜转  $45^\circ$ ):  $F = 0.4$ , 正三角形错列:  $F = 0.5$ ;

$\lambda_0$ ——壳程摩擦系数, 当  $Re_c = \frac{d_0 u_c \rho}{\mu} > 500$  时,  $\lambda_0 = 5.0 Re_c^{-0.228}$ ; (6-19)

$n_c$ ——靠近壳中心的管排的管子根数;

$N_B$ ——折流板总数;

$u_c$ ——按  $S_c$  [式(6-5)] 计算的横过管束时的流速, m/s;

$B$ ——折流板间距, m;

$u_B$ ——按  $S_b$  [式(6-6)] 计算的通过折流板缺口时的流速, m/s。

由式(6-17)、式(6-18)可见, 横过管束的压降  $\Delta p_{s1}$  约与折流板间距  $B$  的 3 次方成反比, 而通过折流板缺口的压降则与缺口流通面积  $S_b$  的 2 次方成反比。故折流板间距及缺口面积的选取, 对壳程压降的影响倍率远远超过对壳程传热系数  $\alpha_0$  的影响倍率。设计中, 合理压降可参考表 6-3。

## 五、管壳式换热器的选用与设计计算步骤

(1) 根据传热任务, 由热量衡算方程计算换热器的热负荷  $Q$ ; 按逆流计算平均温差  $\Delta t_{\text{逆}}$ ; 按照经验数据(见表 6-7)估计总传热系数  $K$ ; 由传热速率方程初估传热面积  $A'$ 。

(2) 确定何种流体走管程与壳程; 按照管内、外流动速度的经验值初估管、壳程的流通面积; 根据流通面积及  $A'$  从换热器系列表中初选换热器型号。

(3) 计算流体在所选换热器中管程及壳程的对流传热系数  $\alpha_i$ 、 $\alpha_0$ , 确定污垢热阻, 计算实际的总传热系数  $K$ 。

(4) 确定温差校正系数  $\psi$ , 求出平均温差  $\Delta t_m$ ; 计算所需传热面积  $A_c$ , 若所选换热器提供的实际传热面积为  $A_s$ , 则当  $(A_s - A_c)/A_c = 0.1 \sim 0.2$  时, 所选换热器适宜, 否则重选(重复步骤 2、3), 直至满足要求为止。

(5) 计算管、壳程压降, 如不在合理范围内, 应调整管程数、折流板间距及壳程数, (重复步骤 2、3、4、5)。

(6) 必要时进行方案对比, 找出最经济合理的换热方案。

## 六、管壳式换热器的选用示例

【例 6-1】某炼厂拟用减压一中段回流油加热原油, 试选用合适的管壳式换热器。已知:

原油: 流量  $m_2 = 175 \text{ t/h}$ ,  $t_1 = 151^\circ\text{C}$ ,  $t_2 = 190^\circ\text{C}$ ; 物理性质 ( $170^\circ\text{C}$  下):  $\rho_2 = 810 \text{ kg/m}^3$ ,  $c_{p,2} = 2.48 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$ ;  $\lambda_2 = 0.12 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$ ;  $\mu_2 = 4.4 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ ;

减一中:  $m_1 = 64.6 \text{ t/h}$ ,  $T_1 = 295^\circ\text{C}$ ; 物理性质 ( $245^\circ\text{C}$  下):  $\rho_1 = 760 \text{ kg/m}^3$ ,  $c_{p,1} = 2.75 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$ ;  $\lambda_1 = 0.114 \text{ W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}$ ,  $\mu_1 = 1.1 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ 。

解:

1. 初选换热器

(1) 热负荷

$$\begin{aligned} \text{原油吸收热量} \quad Q_2 &= m_2 c_{p,2} (t_2 - t_1) \\ &= \frac{175 \times 10^3}{3600} \times 2.48 \times 10^3 \times (190 - 151) \\ &= 4.70 \times 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

考虑 5% 的热损失, 则减一中放出热量:

$$\begin{aligned} Q_1 &= Q_2 + Q_f \\ &= 1.05 \times 4.7 \times 10^6 = 4.92 \times 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

(2) 逆流平均温差

减一中出口温度:

$$T_2 = T_1 - \frac{Q_1}{m_1 c_{p,1}} = 295 - \frac{4.92 \times 10^6}{\frac{64.6 \times 10^3}{3600} \times 2.75 \times 10^3} = 195^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_1 = 295 - 190 = 105^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = 195 - 151 = 44^\circ\text{C}$$

$$295 \longrightarrow 195$$

$$190 \longleftarrow 151$$

$$\Delta t_{\text{逆}} = \frac{105 - 44}{\ln \frac{105}{44}} = 70.13^\circ\text{C}$$

### (3) 初估传热面积

按表 6-7 选  $K = 250 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，假定热流体走管内，则通过换热管壁传递的热量  $Q_{\text{传}} = Q_1$

所以 
$$A' = \frac{Q_1}{\Delta t_{\text{逆}} \cdot K} = \frac{4.92 \times 10^6}{70.13 \times 250} = 281 \text{ m}^2$$

### (4) 初估管、壳程流通面积 $S_i, S_o$

因原油流量大、黏度高，宜走壳程，减一中走管程。选减一中油管内流速  $u_i = 1 \text{ m/s}$ ，则

$$S_i = \frac{m_1}{\rho_1 u_i} = \frac{64.6 \times 10^3}{3600 \times 760 \times 1} = 0.0236 \text{ m}^2$$

选原油壳程流速  $u_o = 0.5 \text{ m/s}$ ，则

$$S_o = \frac{m_2}{\rho_2 u_o} = \frac{175 \times 10^3}{3600 \times 810 \times 0.5} = 0.12 \text{ m}^2$$

### (5) 初选换热器

为了壳程便于清扫，选正方形排列，斜转  $45^\circ$  管束；又因两流体温差较大（极限温差 =  $295 - 151 = 144^\circ\text{C}$ ）故使用浮头式 AET 系列管壳换热器为宜。根据初估的传热面积及管、壳程流通面积，在附录中选取 AET—800—1.6—162.1— $\frac{6}{25}$ —4 二台换热器串联，其结构尺寸如下：

型 号		AET—800—1.6—162.1— $\frac{6}{25}$ —4	
公称传热面积	162.1m <sup>2</sup>	管程流通面积	0.0276
壳体内径	800mm	管心距	32mm
管子总数	352	壳中心管排管子根数	14
有效管长	6m	管子排列方式	正方形旋转 45°
管子规格	φ25mm×2.5mm	折流板间距	300mm
管程数	4	折流板总数	20

## 2. 总传热系数 $K$

### (1) 管程对流传热系数 $\alpha_i$

判断流动状态：

$$u_i = \frac{m_1}{\rho S_i} = \frac{64.6 \times 10^3}{3600 \times 760 \times 0.0276} = 0.855 \text{ m/s}$$



$$R_{ei} = \frac{d_i u_i \rho_i}{\mu} = \frac{0.02 \times 0.855 \times 760}{1.1 \times 10^{-3}} = 1.18 \times 10^4 > 10^4$$

属湍流流动, 黏度  $\mu < 2 \text{ mPa} \cdot \text{s}$  且流体被冷却, 故

$$\alpha_i = 0.023 \frac{\lambda_1}{d_i} (R_{ei})^{0.8} P_r^{0.3}$$

$$P_r = \frac{c_{p,1} \mu_1}{\lambda_1} = \frac{2.75 \times 10^3 \times 1.1 \times 10^{-3}}{0.114} = 26.5$$

$$\alpha_i = 0.023 \times \frac{0.114}{0.02} \times (1.18 \times 10^4)^{0.8} \times (26.5)^{0.3} = 634 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

(2) 壳程对流传热系数  $\alpha_0$

由式(6-3), 并暂忽略壁温的影响, 则

$$\alpha_0 = 0.23 \frac{\lambda}{d_0} \left( \frac{d_0 G_{gm}}{\mu} \right)^{0.6} \left( \frac{c_{p,2} \mu_2}{\lambda_2} \right)^{1/3}$$

由式(6-5)可得:

$$S_c = B(D_s' - n_c d_0) = 0.3 \times (0.8 - 14 \times 0.025) = 0.135 \text{ m}^2$$

由式(6-6)可得:

$$S_b = K' D_s'^2 - n_w \frac{\pi}{4} d_0^2$$

选用折流板缺口拱高与壳径之比为 0.20, 查表 6-6 得弓形面积系数:

$$K' = 0.112$$

弓形面积:

$$S = K' D_s'^2 = 0.112 \times 0.8^2 = 0.0717 \text{ m}^2$$

则

$$n_w = \frac{0.0717}{0.8^2 \times \pi/4} \times 352 = 50$$

$$S_b = 0.112 \times 0.8^2 - 50 \times \left( \frac{\pi}{4} \right) \times 0.025^2 = 0.0471 \text{ m}^2$$

$$S_{gm} = \sqrt{S_c \cdot S_b} = \sqrt{0.135 \times 0.0471} = 0.0797 \text{ m}^2$$

且

$$R_{e0} = \frac{d_0 G_{gm}}{\mu} = \frac{0.025 \times \frac{175 \times 10^3}{3600 \times 0.0797}}{4.4 \times 10^{-3}} = 3465$$

$$P_r = \frac{c_{p,2} \mu_2}{\lambda_2} = \frac{2.48 \times 10^3 \times 4.4 \times 10^{-3}}{0.12} = 91$$

故

$$\alpha_0 = 0.23 \times \frac{0.12}{0.025} \times (3465)^{0.6} \times (91)^{1/3} = 660 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

(3) 确定污垢系数

由表 5-7 可查得:

$$R_i = 0.0002 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}, \quad R_0 = 0.0005 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$$

(4) 总传热系数

$$\begin{aligned} K_0 &= \frac{1}{\left( \frac{1}{\alpha_i} + R_i \right) \frac{d_0}{d_i} + \frac{\delta d_0}{\lambda d_m} + \frac{1}{\alpha_0} + R_0} \\ &= \frac{1}{\left( \frac{1}{634} + 0.0002 \right) \times \frac{25}{20} + \frac{2.5 \times 10^{-3}}{45} \times \frac{25}{22.5} + \frac{1}{660} + 0.0005} = 233 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

### 3. 所需传热面积

温差校正系数:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{295 - 195}{190 - 151} = 2.56$$

$$R = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{190 - 151}{295 - 151} = 0.271$$

属两个1-4式串联, 故可认为是二壳程八管程(2-8式)查图6-8b, 可得温差校正系数 $\psi = 0.97$ 。所需传热面积:

$$A_{0c} = \frac{Q}{K_0 \Delta t_m} = \frac{4.92 \times 10^6}{233 \times 0.97 \times 70.13} = 310 \text{m}^2$$

实际传热面积:

$$A_{0s} = 2 \times 162.1 = 324.2 \text{m}^2$$

$$\text{裕度} = \frac{A_{0s} - A_{0c}}{A_{0c}} \times 100\% = \frac{324.2 - 310}{310} \times 100\% = 4.6\%$$

即有4.6%的富裕面积。

### 4. 管、壳程压降(单台换热器)

#### (1) 管程

$$\Delta p_i = F_i N_p (\Delta p_{fi} + \Delta p_{r_i}) = F_i \times N_p \left( \lambda \frac{L}{d_i} + \zeta \right) \frac{u_i^2}{2} \times \rho$$

由图6-9, 根据 $R_{ei} = 1.18 \times 10^4$ 查得 $f_i = 0.009$

所以

$$\lambda = 4f_i = 4 \times 0.009 = 0.036$$

取 $F_i = 1.4$

所以

$$\begin{aligned} \Delta p_i &= 1.4 \times 4 \times \left( 0.036 \times \frac{6}{0.02} + 4 \right) \frac{0.855^2}{2} \times 760 \\ &= 2.30 \times 10^4 \text{N/m}^2 = 0.0230 \text{MPa} \end{aligned}$$

管程压降在合理范围( $<0.035 \text{MPa}$ )。

#### (2) 壳程

$$\begin{aligned} \Delta p_s &= F_s (\Delta p_{s1} + \Delta p_{s2}) \\ &= F_s \left[ F \lambda_0 n_c (N_B + 1) \frac{u_c^2}{2} + N_B \left( 3.5 - \frac{2B}{D_s} \right) \frac{u_B^2}{2} \right] \cdot \rho \end{aligned}$$

因为

$$S_c = 0.135 \text{m}^2$$

$$u_c = \frac{175 \times 10^3}{3600 \times 810 \times 0.135} = 0.444 \text{m/s}$$

$$R_{ec} = \frac{d_0 u_c \rho}{\mu} = \frac{0.025 \times 0.444 \times 810}{4.4 \times 10^{-3}} = 2043$$

$$\lambda_0 = 5R e_c^{-0.228} = 0.897$$

$$S_b = 0.0471 \text{m}^2$$

$$u_b = \frac{175 \times 10^3}{3600 \times 810 \times 0.0471} = 1.27 \text{m/s}$$

所以  $\Delta p_s = 1.15 \left[ 0.4 \times 0.879 \times 14(20 + 1) \frac{0.444^2}{2} + 20 \left( 3.5 - \frac{2 \times 0.3}{0.8} \right) \times \frac{1.27^2}{2} \right] \times 810$

$= 5.08 \times 10^4 \text{N/m}^2 = 0.0508 \text{MPa}$

壳程压降亦在合理范围 0.035 ~ 0.18MPa。

根据以上计算，可认为所选两台 AET—800—1.6—162.1— $\frac{6}{25}$ —4 换热器在传热及压降两方面基本可以满足要求。

表 6-7 管壳式换热器典型的总传热系数

介 质		总传热系数(K)/ W·m <sup>-2</sup> ·℃ <sup>-1</sup>	介 质		总传热系数(K)/ W·m <sup>-2</sup> ·℃ <sup>-1</sup>
热流体	冷流体		热流体	冷流体	
换热器			蒸汽	轻油	300 ~ 900
水	水	800 ~ 1500	蒸汽	重油	60 ~ 450
有机溶剂	有机溶剂	100 ~ 300	蒸汽	气体	30 ~ 300
轻油	轻油	100 ~ 400	道氏热载体	重油	50 ~ 300
重油	重油	50 ~ 300	道氏热载体	气体	20 ~ 200
气体	气体	10 ~ 50	燃料气	蒸汽	30 ~ 100
冷却器			燃料	炔蒸气	30 ~ 100
有机溶剂	水	250 ~ 750	冷凝器		
轻油	水	350 ~ 900	水蒸气	水	1000 ~ 1500
重油	水	60 ~ 300	有机蒸气	水	700 ~ 1000
气体	水	20 ~ 300	有机物(有不凝的)	水	500 ~ 700
有机溶剂	盐水	150 ~ 500	真空冷凝器	水	200 ~ 500
水	盐水	600 ~ 1200	汽化器		
气体	盐水	15 ~ 250	蒸汽	水溶液	1000 ~ 1500
加热器			蒸汽	轻有机物	900 ~ 1200
蒸汽	水	1500 ~ 4000	蒸汽	重有机物	600 ~ 900
蒸汽	有机溶剂	500 ~ 1000			

表 6-8 原油管壳式换热器总传热系数参考

壳 程			管 程			总传热系数 W·m <sup>-2</sup> ·K <sup>-1</sup>
流体名称	定性温度/℃	质量流速/ kg·m <sup>-2</sup> ·s <sup>-1</sup>	流体名称	定性温度/℃	质量流速/ kg·m <sup>-2</sup> ·s <sup>-1</sup>	
原油	120 ~ 150	650 ~ 700	常一中油	160 ~ 180	360 ~ 550	290 ~ 314
	70 ~ 80	500 ~ 650	常二线油	140 ~ 145	400 ~ 500	174 ~ 198
	120 ~ 200	450 ~ 600	常二中油	230	500 ~ 700	232 ~ 314
	100 ~ 120	600 ~ 800	常三线油	190 ~ 230	550 ~ 700	267 ~ 314
	155	700 ~ 800	常三中油	280	550 ~ 650	349 ~ 372
	180 ~ 200	450 ~ 600	减一中油	240	2300	290 ~ 314
			减二中油		1000	267 ~ 290
	> 250	550 ~ 600	催化油浆	290	550 ~ 850	232 ~ 267
渣油	140	260	原油	80	970	70
	≥ 200	500 ~ 600		> 150	1000 ~ 1600	140 ~ 256

### 第三节 传热过程的强化及新型换热器简介

管壳式换热器目前仍被当作一种传统的标准设备，在石油化工行业中占有主导地位，其原因是管壳式换热器具有易于制造、生产成本低、选用材料广泛、清洗方便、处理能力大和耐高温高压等优点。但是就传热效率、结构的紧凑性及单位换热面的金属消耗量等方面而论，却无法与各类新型换热器相比。因此，近些年来国内外新型换热器应运而生，在某些场合，正逐渐取代管壳式换热器。

换热器的基本发展趋势是：强化传热，提高紧凑性，降低材料消耗，减少污塞，易于除垢，保证互换性和扩大容量的灵活性及向大型化发展。本节将讨论强化传热过程的途径及一些新型换热器的设计主要依据。

#### 一、强化传热的途径

从传热基本方程[式(5-82)]可见，为了提高换热器的传热能力  $Q$ ，应从增加推动力  $\Delta t_m$  及降低热阻  $\frac{1}{KA}$  入手，下面将从这两方面分析强化传热的途径。

##### (一) 增加传热推动力 $\Delta t_m$

换热器中两流体的进出口温度一般是由工艺过程所规定的，在进出口温度一定时，采用逆流操作比并流或错流操作的传热推动力大。因此，应使换热器尽可能在逆流下操作，螺旋板换热器就具有完全逆流这一优点。

##### (二) 增加传热系数 $K$ ——强化传热的有效途径

如前所述，传热过程的总热阻若以  $\frac{1}{K_0}$  表示，从下式可见：

$$\frac{1}{K_0} = \frac{1}{\alpha_0} + R_{s0} + \frac{\delta d_0}{\lambda d_m} + \left( \frac{1}{\alpha_i} + R_{si} \right) \frac{d_0}{d_i}$$

即总热阻由五部分构成：传热壁导热热阻  $\frac{\delta d_0}{\lambda d_m}$ ，壁两侧的垢层导热热阻  $R_{s0}$  及  $R_{si} \frac{d_0}{d_i}$ ，两流体的对流传热热阻  $\frac{1}{\alpha_0}$  及  $\frac{d_0}{\alpha_i d_i}$ 。一般传热壁为金属材料又很薄，故其导热热阻很小；而垢层热阻及两侧对流传热热阻则是可变因素。

随着换热器使用时间的延长，一般都要生垢，当两侧对流传热系数都很大时（如沸腾与冷凝），污垢热阻很可能上升为传热的主要阻力。因此，要求换热器的结构形式有利于除垢或阻止垢层生成。螺旋板换热器由于流体的高速及单流道，使流体对污垢有冲刷作用。据报道，螺旋板换热器的结垢速度只有管壳式的 1/10。

至于两侧对流传热阻力对传热过程的影响，应根据具体情况作出分析。

##### 1. 气-液换热器

由于气体的传热系数一般都很低，在无相变时，只有  $20 \sim 100 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ，远较液体传热系数小，所以在这类换热器中，气体一方的热阻是整个传热过程的控制性热阻，为了提高  $K$  值，应尽量设法减小这一控制热阻，而减小气体侧传热热阻的重要途径是增大气体侧的对流传热面积——采用翅片换热管，包括外翅片与内翅片两种形式。空气冷却器就是采用

环形外翅片的典型设备。内翅片一般是指在管内安装插入物，目前我国大型设备中还应用不多。

## 2. 液-液换热器

这类设备的特点是两侧的传热系数一般相差不很悬殊，不存在控制性热阻，所以，翅片管用在液-液换热器上其效果不很显著。要提高总传热系数，应设法同时增加两流体双方的对流传热系数。如前所述，传热过程的热阻主要存在于层流底层之中，如能破坏层流底层，使流体在低雷诺数下产生强烈湍流，就可以使传热系数显著提高。螺旋板换热器就是利用了螺旋流动的离心力，使流体在  $Re = 500$  时就已进入湍流，从而使总传热系数最高达  $3500 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。另一种新型设备——波纹板换热器，由于流道表面存在各种各样的波纹，使层流底层发生断裂，增加流体的湍动，大大强化了传热，据报道，某些改进了板面的板式换热器在用于水-水传热时， $K$  值可达  $5000 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。此外，内外螺纹管的采用往往也可达到上述目的。

## 3. 气-气换热器

气-气换热器的特点是两侧传热系数都很低，为了强化传热，要求有一种紧凑、轻巧而又高效的换热设备，一般的管式换热器都不可能满足这种要求。板翅式换热器的出现，为增大设备单位体积的传热面积开辟了新径。板翅式换热器的翅片可以做成波纹状或多孔状，使传热面积大幅度增加，并有利于流体提前进入湍流，不仅传热系数高而且兼有紧凑、轻巧的特点。

根据以上强化传热途径而研制的新型换热器已陆续问世，下面选几种有代表性的新型设备作一简单介绍。

# 二、新型换热器简介

## (一) 螺旋板式换热器

螺旋板式换热器是由两张平行的薄钢板卷制而成，构成一对同心的螺旋形通道，如图 6-10 所示。板厚一般为  $2 \sim 4 \text{ mm}$ ，间距为  $5 \sim 30 \text{ mm}$ （两板之间焊有定距柱，保持间距处处均匀），钢板宽度为  $200 \sim 1200 \text{ mm}$ ，最大卷绕直径为  $\phi 1500 \text{ mm}$ 。冷、热流体在各自的通道中作逆流流动。

螺旋通道的两侧装有盖板，用螺栓、垫片保持密封，使介质不至于互相渗漏；当需要清理传热表面时，可将两侧盖板卸开，直接清理。也有两侧盖板与螺旋钢板完全焊死的，为不可拆卸型。

螺旋板式换热器具有下列优点：

(1) 传热系数大 螺旋流动使流体在低雷诺数下发生湍流。通过调整流道间距、合理选择流速（压降不能过高），可使流体分散度高，与换热面接触均匀。一般液体最大流速可达  $2 \text{ m/s}$ （气体达  $20 \text{ m/s}$ ），最高传热系数可达  $3300 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。

(2) 不易结垢 由于流体速度高，悬浮物不易沉积；一旦结垢后，由于单流道，流通截面减少，流速更高，对污垢有冲刷作用。

(3) 能利用低温位热源 双螺旋、逆向流道的长度大，可使螺旋板换热器的允许最小温差值最低。

(4) 结构紧凑 单位体积提供的传热面积约为管壳式换热器的 3 倍。例如，直径为  $1.0 \text{ m}$ 、宽度为  $1.5 \text{ m}$  的螺旋板换热器可提供  $95 \text{ m}^2$  的传热面积。

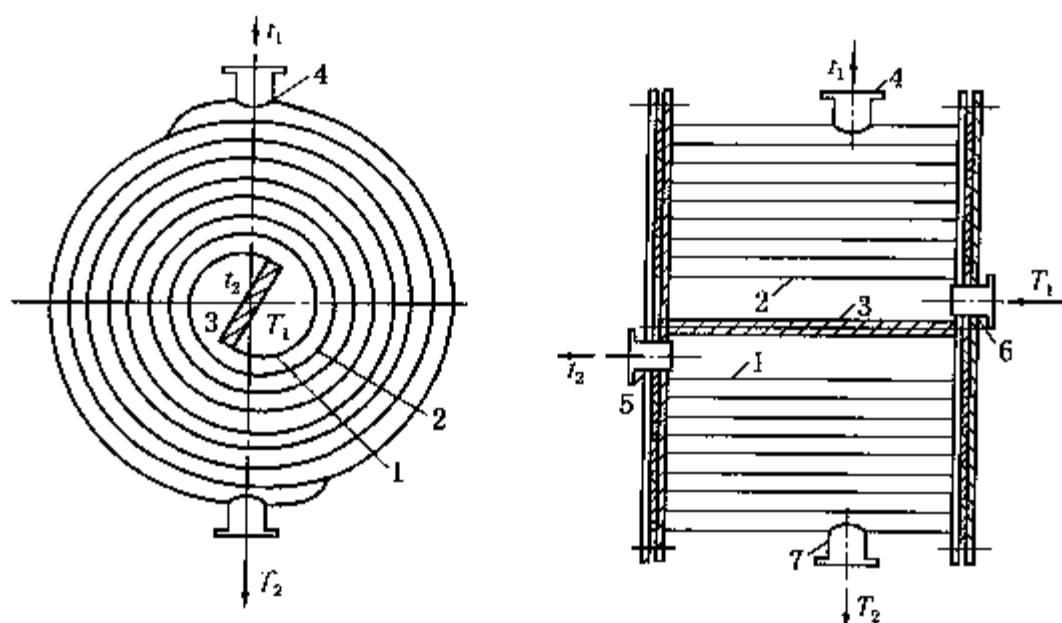


图 6-10 螺旋板式换热器

1, 2—金属片; 3—隔板; 4, 5—冷流体连接管; 6, 7—热流体连接管

螺旋板换热器的主要缺点是：承压能力低，当板厚为 2mm 时，一般使用压力不超过 1MPa；处理量较小；流道长，阻力大；检修比较困难。螺旋板换热器在我国石油化工工业中已有应用。

无相变流体在螺旋板式换热器中湍流时的对流传热系数可用下式计算：

$$\alpha = 0.023 \frac{\lambda}{d_e} \left( 1 + 3.54 \frac{d_e}{D_H} \right) \left( \frac{d_e G}{\mu} \right)^{0.8} \left( \frac{c_p \mu}{\lambda} \right)^m \quad (6-20)$$

$$d_e = \frac{2Bb}{B+b}$$

式中  $B$ ——传热板宽，m；

$b$ ——板距，m；

$d_e$ ——螺旋流道的当量直径，当  $B \gg b$  时，可取  $d_e = 2b$ ；

$D_H$ ——螺旋的平均直径，m；

$m$ ——流体被加热时  $m = 0.4$ ，被冷却时  $m = 0.3$ 。

## (二) 波纹板式换热器

波纹板式换热器是一种高效的新型换热器，在化工、食品等部门应用日益广泛。它是由许多矩形薄金属板平行排列而构成。每块金属板都冲压成凸凹不平的规则波纹，以增加传热面积并促进流体湍动。波纹板安装在一框架上，薄板四周有垫片，板与板之间借一端丝杠压紧，保持密封；每块板四个角上都有圆孔，安装后分别构成冷热流体的进出口通道。两流体的流动情况如图 6-11 所示，它们在相邻板之间作逆流流动。通常是将几块板作为一组并联，流体由一组流至另一组时，流向倒转。

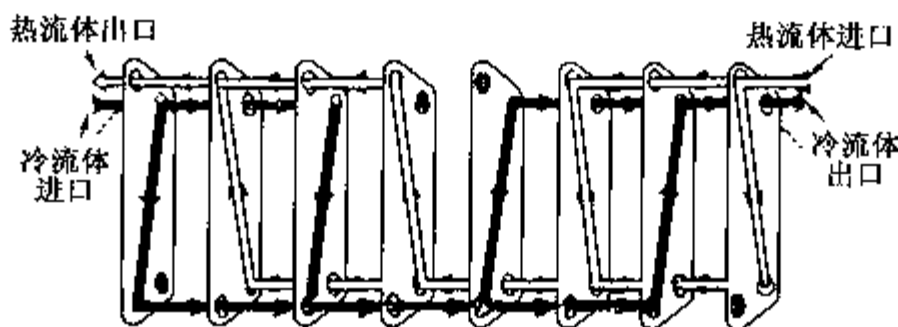


图 6-11 波纹板式换热器中的流动情况

常用的板面结构有平直波纹、阶梯形波纹、人字形波纹及半球形波纹等几种，如图6-12所示。板片是该换热器的基本元件，改进板面结构可以有效地强化传热，目前国内外各种定型板面种类不下二十多种。

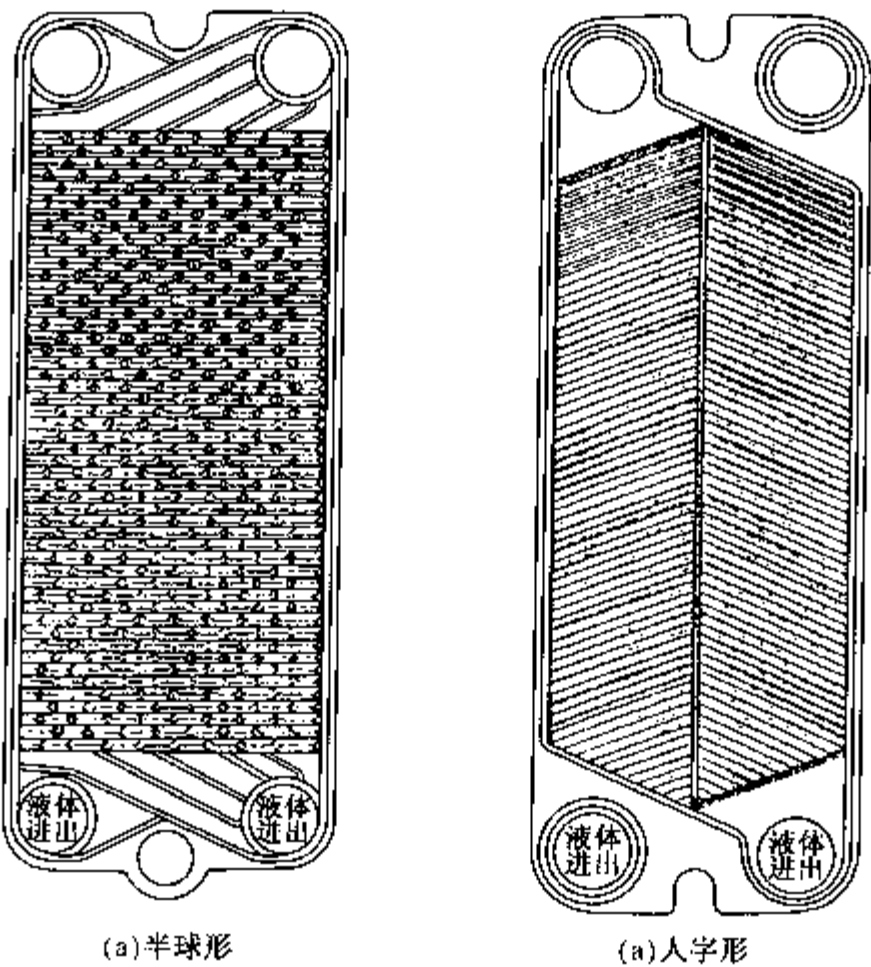


图 6-12 波纹板式换热器板面形状

板式换热器的传热系数大[最高液-液传热系数可达 $4700\text{W}/(\text{m}^2\cdot^\circ\text{C})$ ]，结构紧凑；可根据需要增减传热面积，灵活性大；金属耗量低；检修、清洗方便。但由于受垫片材质的限制，承压能力低(操作压力 $\leq 1.5\text{MPa}$ )；不耐高温(操作温度 $< 250^\circ\text{C}$ )；处理量较小，故使用范围受到限制。

流体在波纹板间通道内流动时的对流传热系数计算公式随板面结构不同而各异，可参考文献[4]。

(三) 板翅式换热器

又称为紧凑式换热器。其结构形式很多，但最基本的元件都大致相同，如图6-13所示。在平的金属板上放一波浪状金属导热翅片，然后再在其上加一平的金属板，两侧以侧条密封而组成一个单元体，上下两块金属板称为平隔板。

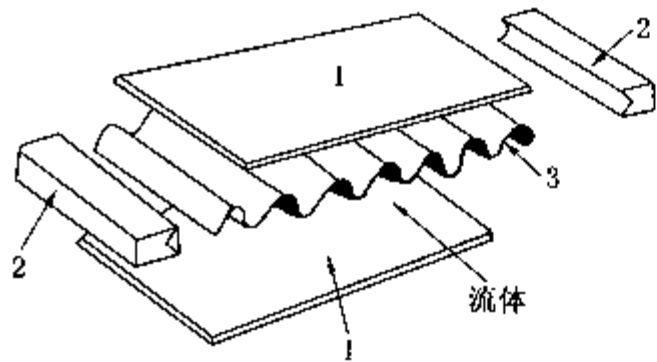


图 6-13 板翅式换热器单元分解图  
1—平隔板；2—侧封条；3—翅片(二次表面)

对各个单元进行不同的叠积和适当的排列，并用钎焊法固定，就可以得到常用的逆流或错流板翅式换热器的组装件，称为芯部或板束，如图6-14所示。再将带有流体进出口的集流箱焊接到板束上，就组成了完整的板翅式换热器。

翅片是板翅式换热器最基本的元件，冷热流体的热交换，一部分直接经过平隔板，但大部分是通过波状翅片来完成的。在正常设计中，翅片传热面



积大约为换热器总传热面积的 67% ~ 88%，翅片与平隔板之间的连接均为完善的钎焊，因此，大部分热量就从热流体经翅片，经过平隔板传到冷流体。但翅片传热不如平隔板那样直接，所以翅片又有二次表面之称。翅片除承担主要的传热任务外，还起到平隔板之间的支承作用，所以尽管翅片和平隔板都很薄，但却有很高的强度并能承受较高的压力。

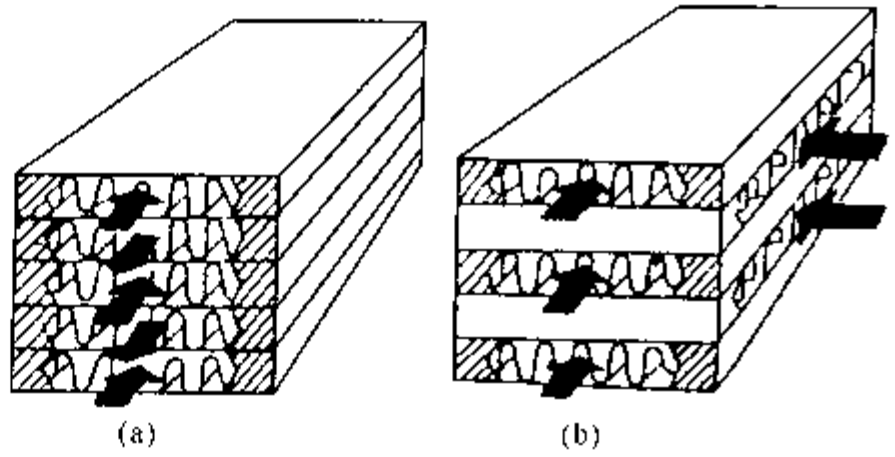


图 6-14 板翅式换热器逆流与错流板束布置图

目前已有的翅片形式为平直翅片、百叶窗翅片、片条翅片、波纹翅片、多孔翅片、锯齿状翅片、钉状翅片等。几种翅片形式参见图 6-15。做成不同形状的目的都是为了使流体流动方向不断改变，促进湍流；翅片上的孔洞是为了使流体的层流底层发生断裂，从而提高传热系数。

工业上常用的翅片表面主要技术参数范围如下：翅片厚度 0.13 ~ 0.6mm，翅片高度 3.3 ~ 13mm，每 100mm 宽有 18 ~ 50 个波纹(紧凑系数 1000 ~ 2300m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)，翅片面积与总面积之比为 0.67 ~ 0.88。

板翅式换热器的主要优点是：①传热效率高。据报道，强制对流的总传热系数可达 300W/(m<sup>2</sup>·℃)，轻油的总传热系数可达 1500W/(m<sup>2</sup>·℃)。②结构紧凑。单位体积内的传热面积最高可达 4370m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>，而管壳式换热器仅为 164m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>。③轻巧且牢固。由于结构紧凑、体积小，一般又用铝合金制造，所以重量很小。波状翅片既是传热表面又是两板的支承，故强度大。例如厚 0.7mm 的平隔板和厚 0.2mm 的翅片所制成的板束可承受 4MPa 的压力负荷，而其重量却仅为同级管壳式换热器的 1/10。④适应性强。可作为气-气、气-液、液-液换热器，也可作冷凝器或蒸发器；可用于逆流、并流和错流的情况，而且在同一设备内可允许 2 ~ 9 种介质之间的换热。

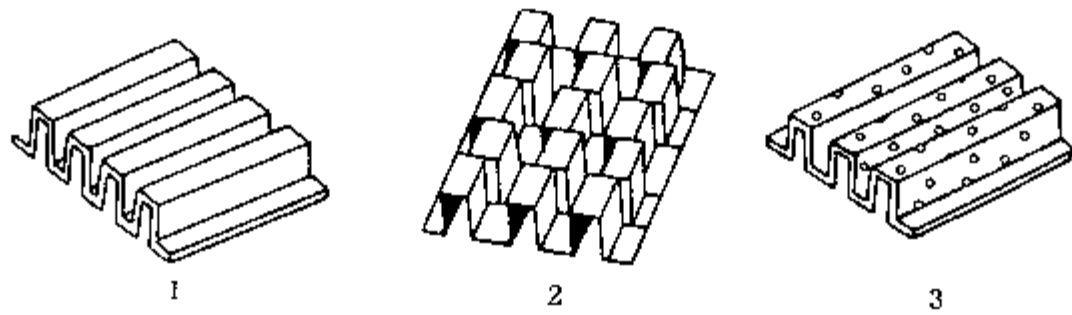


图 6-15 板翅式换热器的翅片型式  
1—平直翅片；2—锯齿翅片；3—多孔翅片

由于板翅式换热器具有上述突出的优点，自从在航空航天领域中首次应用以后，就引起了各界的强烈关注，特别是铝的焊接及钎焊技术获得成功以来，板翅式换热器便得到迅速发展及推广。目前，在石油化学工业中，板翅式换热器主要应用在氧-氮空气分离、天然气提取氮、乙烯回收及天然气液化等低温工程上。

板翅式换热器的缺点是流道弯曲狭窄、易于堵塞，一旦结垢，清理比较困难，所以只能用于洁净的传热介质的换热。此外，由于隔板与翅片都是用极薄的铝合金制成，故要求介质

对铝不产生腐蚀；一旦腐蚀而造成内漏，则很难找到泄漏的位置，修补也十分困难。

#### (四) 热管换热器

热管作为一种新型高效的传热元件自 20 世纪 60 年代问世以来，在传热领域中的影响日益扩大，已推广到各工业部门且应用成功。图 6-16 是一个典型的热管结构示意图，其外面是一个密封的壳体，管内装有一定量的挥发性液体，称为工质；沿管内壁铺设一定厚度的毛细材料，称为“管芯”，管芯中吸满工质液体，而在管中心的空间内充满了工质的饱和蒸气。

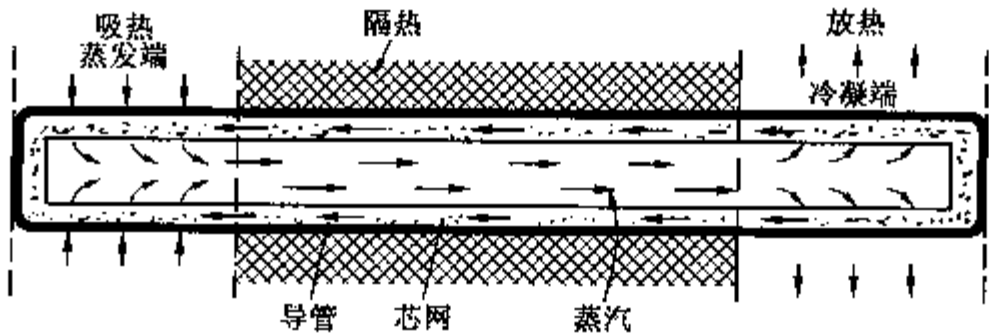


图 6-16 热管结构示意图

当热管的一端(加热段)与热流体接触时，热量通过管壁传递给管芯中的工质液体，液体因温度升高而汽化，所以加热段又称为蒸发段。热管的另一端与冷流体相接触，通过管壁把热传递给冷流体，管内的工质气体因此被冷凝，故称冷凝段。冷凝后的工质液体通过管芯的毛细作用回到热端重新受热蒸发，汽化后的工质蒸气在冷端再次冷凝……，工质如此不断地循环流动，使管外热端与冷端流体不断进行热量的交换。热端与冷端的中间管段一般称为绝热段。

热管与固体导热体相比，在截面积相同时，其导热能力约为金属棒的 100 倍以上，故可在小温差下传递很大的热流量，这意味着热管有相当大的“温度拉平”能力，因此对于低温位热源的热量回收具有其他换热器不能比拟的优点。此外，热管重量轻，结构简单，热容量小，不消耗外功，工作可靠，是一种优良的传热器件，特别适用于气-气换热。气体与管外壁的换热还可以通过安装外翅片而得以强化。

根据所要求的工作温度及传热能力，热管可以选用不同的工质，例如在低温下可用氢、氦、氧、氮，常温下可用水及有机溶剂(丙酮、苯、甲醇)，高温下则可用金属(钾、钠、汞、锂)等。

目前在石油化工厂，热管主要作为加热炉的空气预热器(烟气与空气换热)的元件，在其他领域内热管的应用也正在开发之中。

#### 符 号 说 明

##### 英文字母

- $A$ ——传热面积， $m^2$ ；
- $B$ ——折流板间距， $m$ ；
- $c_p$ ——定压比热容， $J/(kg \cdot ^\circ C)$ ；
- $d$ ——管径， $m$ ；
- $D_s$ ——壳径， $m$ ；
- $F$ ——管子排列方式对压降的校正系数；

- $F_i$ ——管程结垢阻力校正因数；
- $F_s$ ——壳程结垢阻力校正因数；
- $f_i$ ——范宁摩擦因数；
- $G_{gm}$ ——壳程平均质量流速， $kg/(m^2 \cdot s)$ ；
- $h_B$ ——折流板缺口拱高， $m$ ；
- $K$ ——总传热系数， $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ ；
- $K'$ ——弓形面积系数；
- $L$ ——换热管长， $m$ ；

$m_s$ ——质量流量, kg/s;

$N_i$ ——管程数;

$N$ ——管子总数;

$n_c$ ——壳中心附近管排的管子根数;

$n_w$ ——折流板缺口内的管子根数;

$P$ ——温差校正参数;

$p$ ——压力, Pa;

$Q$ ——传热速率, W;

$R_s$ ——污垢系数,  $\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ ;

$S$ ——流通面积,  $\text{m}^2$ ;

$T$ ——热流体温度,  $^\circ\text{C}$  (K);

$t$ ——冷流体温度,  $^\circ\text{C}$  (K);

$u$ ——流速, m/s。

#### 希腊字母

$\alpha$ ——对流传热系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ ;

$\lambda$ ——导热系数,  $\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ ; 摩擦系数;

$\rho$ ——密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$\mu$ ——黏度,  $\text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$ ;

$\psi$ ——温差校正系数;

$\Delta$ ——有限差值。

### 参 考 文 献

- [1] 尾花英朗著. 热交换器设计手册(中译本). 1987
- [2] 幡野佐一著. 换热器(中译本), 北京: 化学工业出版社, 1987
- [3] 华东石油学院编. 炼油工艺与设备原理(3), 1974
- [4] 联邦德国工程师协会与工艺化学学会编. 传热手册. 北京: 化学工业出版社, 1982
- [5] 中国石油化工规划院. 冷换设备的工艺计算. 北京: 燃料化学工业出版社, 1974
- [6] 中华人民共和国第一机械工业部、燃料化学工业部部颁标准: 列管式固定管板换热器、浮头换热器基本参数, 1974
- [7] 陈敏恒, 丛德滋, 方图南, 齐鸣斋编. 化工原理(上册), 第三版. 北京: 化学工业出版社, 2006

### 习 题

1. 试从附录中查出 AET—600—1.6—86.9— $\frac{6}{25}$ —4 型浮头管壳式换热器的壳程数、管长、管子总数、每程管子数、管程流通面积。选定折流板缺口拱高并计算流体通过每一对折流板之间管束外的流通面积、折流板总数、折流板缺口内管子根数及壳中心管排的管子根数(折流板间距为 200mm)。

2. 在下列各种列管换热器中, 每小时将 29.4t 的有机溶剂从 20 $^\circ\text{C}$  加热至 50 $^\circ\text{C}$ , 溶剂在管内流动。热介质的进出口温度分别为 110 $^\circ\text{C}$  及 60 $^\circ\text{C}$ 。试求下面各种情况下的平均温差:

- (1) 单壳程单管程, 逆流流动;
- (2) 单壳程四管程;
- (3) 双壳程四管程。

3. 在一流化床反应器内装有一根冷却水管以取走反应器内放出的反应热, 使床层温度维持在 85 $^\circ\text{C}$ 。冷却水入口温度 10 $^\circ\text{C}$ , 出口温度 50 $^\circ\text{C}$ ; 若由于反应器处理量加倍, 需取走的热量翻番, 试问:

(1) 如果将床层内的冷却水管长度增加一倍, 而水流量、进口温度、床层温度与总传热系数均保持不变, 是否能完成冷却任务?

(2) 管长加倍后, 冷却水出口温度为多少? 此时实际取走的热量为原来的多少倍?

4. 在一 FL<sub>B</sub> 型四管程列管换热器中用饱和水蒸气预热某油品, 蒸汽在壳程中冷凝为同温度的饱和水; 油品走管内, 不发生相变化。已知:

水蒸气：温度 120℃，冷凝潜热 2236kJ/kg，  
冷凝传热系数 10000W/(m<sup>2</sup>·℃)；

油品：流量 45t/h，入口温度 42℃，  
出口温度 82℃，平均温度下的比热 2.2kJ/(kg·℃)，  
运动黏度 1.2×10<sup>-6</sup>m<sup>2</sup>/s，密度 800kg/m<sup>3</sup>；

换热器：以管外表面积为基准的传热面积 65m<sup>2</sup>，管子总数 120 根，管子规格为  
φ25mm×2.5mm，材料为钢，壳体没有保温，外壳表面积 12m<sup>2</sup>，壳壁热阻可  
忽略；

环境温度：15℃，换热器外壳至周围环境的对流辐射综合传热系数 α<sub>r</sub> = 14.5W/  
(m<sup>2</sup>·℃)。

- (1) 试估计水蒸气的冷凝量；
- (2) 试求开工初期(管子两侧无垢)管内油品的传热系数；
- (3) 由于油品管网压降过大，拟将上述四管程换热器改为二管程(管子总根数不变)，  
试求油品的出口温度(假定水蒸气温度、管外传热系数、油品流量与入口温度均不变，溶剂  
物性变化可忽略)。

5. 某炼厂拟用型号为 AET—700—1.6—118.4— $\frac{6}{25}$ —4 的换热器进行原油与常压一中  
段回流油(常一中)换热，常一中走管程，流量为 65t/h，进出口温度分别为 208℃及 146℃；  
原油走壳程，流量为 166.4t/h，进出口温度分别为 118℃及 144℃。常一中及原油在各自的  
定性温度下的物理性质如下：

项目 流体	密度/ kg·m <sup>-3</sup>	比热容/ kJ·kg <sup>-1</sup> ·℃ <sup>-1</sup>	运动黏度/ 10 <sup>-6</sup> m <sup>2</sup> ·s <sup>-1</sup>	导热系数/ W·m <sup>-1</sup> ·K <sup>-1</sup>
常一中	680	2.65	0.49	0.1314
原油	832	2.34	10	0.121

试计算：

- (1) 常一中放出的热量、原油吸收的热量及热损失；
- (2) 常一中在管程的对流传热系数；
- (3) 原油在壳程的对流传热系数(折流板间距为 300mm)；
- (4) 若脱盐原油的污垢热阻为 0.00035m<sup>2</sup>·℃/W，常一中的污垢热阻为  
0.000172m<sup>2</sup>·℃/W，计算换热器的总传热系数；
- (5) 核算完成传热任务所需的传热面积，用上述型号换热器需要几台？
- (6) 管程及壳程的压力降(单台)。

# 第七章 辐射传热与管式加热炉

## 第一节 热辐射的基本概念

### 一、热辐射的特性

热量的传递是物质运动的一种形式，它和物质的内能有密切的联系。所以，热是一种与分子、原子、电子等的移动、转动和振动有关的能量转移的表现。热量传递的基本方式有三种：导热、对流和热辐射，往往同时发生，但在不同的场合又占有不同的地位。热辐射的规律与导热和对流有着根本的区别。

辐射是用电磁波传递能量的过程，所传递的能量叫作辐射能。辐射具有两重性，即微粒性(光子)和波动性(电磁波)。当射线从物体发射或被物体吸收时，其微粒性比较突出；而当辐射线在传播时，其波动性比较显著。光子的微粒性可以用光子的能量  $E$  表征；而电磁波的波动性则可用它的波长  $\lambda$  或频率  $\nu$ ，表征。并有

$$E = h\nu \tag{7-1}$$

$$\lambda = C/\nu \tag{7-2}$$

式中  $h$  为普朗克(Planck)常数； $C$  为光速。表 7-1 列举了各种电磁波的波长范围。

表 7-1 电磁辐射波谱

辐射线名称	波长/ $\mu\text{m}$	辐射线名称	波长/ $\mu\text{m}$
宇宙射线	$<1 \times 10^{-7}$	可见光	0.38 ~ 0.76
伽玛射线( $\gamma$ 射线)	$1 \times 10^{-7} \sim 1 \times 10^{-5}$	红外线	0.76 ~ $1 \times 10^3$ ( $<4\mu\text{m}$ 为近红外线)
伦琴射线( $X$ 射线)	$1 \times 10^{-5} \sim 2 \times 10^{-2}$		( $>4\mu\text{m}$ 为远红外线)
紫外线	$2 \times 10^{-2} \sim 0.38$	无线电波	$1 \times 10^3 \sim 2 \times 10^{10}$

表 7-1 中，波长范围为 0.38 ~ 1000 $\mu\text{m}$  的射线，是由于热能的原因而发射的射线，它投射到另一物体的结果将使物体加热，这类辐射叫热辐射。

任何温度大于绝对零度的物体，都会将它的热能转化为热射线向外发射。并且，当物体之间进行辐射换热时，两物体不必直接接触，只要处在相互可见的位置，辐射过程就可以进行。即使在真空状态下，热射线也能传递，这是热辐射的一个很重要的特点。

固体和液体可以辐射各种波长的热射线，所以光谱是连续的；而气体只能辐射具有某些特定频率的热射线，所以光谱是不连续的。

### 二、热辐射的吸收、反射和透过

当热射线投射到物体的表面时，假设投射到物体表面上的能量为  $Q$ ，其中一部分能量  $Q_p$ ，被物体反射，一部分能量  $Q_a$  被物体内部吸收，其余部分能量  $Q_r$  穿透过物体，如图 7-1 所示。按能量平衡有

$$Q = Q_p + Q_a + Q_r \tag{7-3}$$

或 
$$\frac{Q_p}{Q} + \frac{Q_a}{Q} + \frac{Q_\tau}{Q} = 1 \quad (7-3a)$$

定义上式中的  $Q_p/Q$ ,  $Q_a/Q$  及  $Q_\tau/Q$  分别为该物体对投射辐射的反射率, 吸收率及透过率, 并分别用  $\rho$ ,  $\alpha$  及  $\tau$  表示之。即

$$\rho + \alpha + \tau = 1 \quad (7-4)$$

大多数固体物质在非常薄的表面层内, 一般厚度小于 1mm, 就能吸收掉全部热辐射。对这类不透明物质,  $\tau=0$ , 故有

$$\alpha + \rho = 1 \quad (7-5)$$

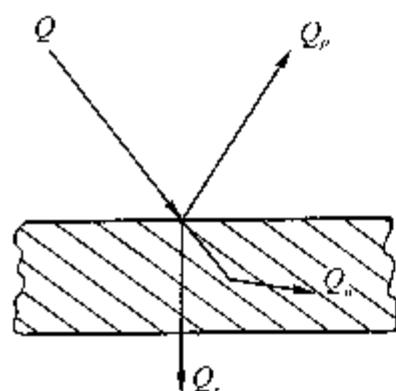


图 7-1 物体对热辐射的反射、吸收及透过

由此可见, 凡是善于反射的物体就一定不能很好地吸收热辐射。反射率和吸收率的大小与物体的性质、温度和辐射的波长有关。例如, 夏天人们喜欢穿白色的衣服, 冷藏车厢和需要避免日晒的建筑物上涂白色涂料等, 就是利用白表面能够反射可见光(太阳光)的缘故。但对于不可见的热射线, 白布、白漆和黑布、黑漆一样能吸收。对热射线的反射和吸收有重大影响的, 不是表面的颜色, 而是表面的状况。一般, 平滑面或磨光面要比粗糙面的反射率高好几倍。如最理想的金属镜面的反射率为 0.95~0.97, 而石膏的粗糙表面的反射率为 0.10 左右。

金属镜面对热射线的作用, 类似一面镜子对可见光的作用一样, 它的反射角等于入射角, 这种有规则的反射叫做镜反射。但许多工业用材料具有粗糙的表面, 它们的表面粗糙度和热射线的波长相比是很大的。这种表面对热射线的反射, 在所有的方向上是杂乱无章的, 这种无规则的反射叫做漫反射。

某些固体和液体层在特别薄的情况下, 也能透过某些特定波长的辐射。有些物质(如玻璃)只在可见光范围和小于  $2.5\mu\text{m}$  以下的红外区是透明的; 而半导体材料硅和锗的薄片, 在可见光范围内是不透明的, 但在  $1.0\sim1.8\mu\text{m}$  以外的整个红外区则是透明的。

对于气体, 它的界面反射热射线非常少, 可以忽略不计, 即  $\rho=0$ 。但是, 即使气体层厚度很大, 通常还是有相当多的热射线能穿透过去。故有

$$\alpha + \tau = 1 \quad (7-6)$$

有的气体, 如空气对于热射线一点也不吸收, 完全是个透明体, 即  $\alpha=0$ ,  $\tau=1$ 。

### 三、黑体

一个无光泽的黑色表面能全部吸收投射到它表面上的可见光。以此类比, 一个能全部吸收投射到它表面上的热辐射的表面, 叫作黑表面。具有黑表面的物体, 叫作绝对黑体或简称黑体。为了便于区别, 凡是关于绝对黑体的物理量, 都用下标“0”表示。尽管在自然界中并不存在真正的绝对黑体, 但黑体的概念在分析辐射传热时是非常有用的。这是因为黑体辐射所遵循的定律比较简单, 并且, 它是一个与其他辐射比较的标准。可以用人工的方法制造出十分接近于黑体的模型, 如图 7-2 所示。黑体模型为一开有小孔的空腔, 腔的内壁涂有一层吸收率很高的炭黑, 或者内壁构造多个隔板。当热射线经小孔进入空腔时, 在空腔内要经历多次地吸收和反射, 每吸收一次, 辐射能量就减弱一次, 最终离开小孔的能量就微乎其微了。就辐射特点而言, 小孔就好像一个黑表面一样。小孔的面积与空腔内壁的总面积之比越小, 模型就越接近于黑体。上述的人工黑体模型在热辐射的实验研究和标准温度计的校正方面都非常有用。



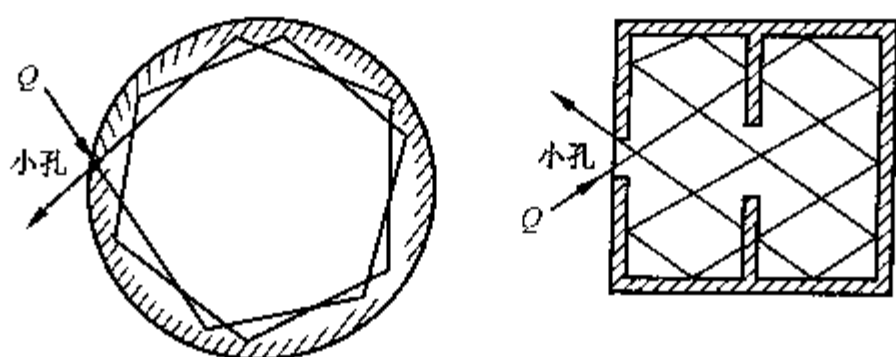


图 7-2 黑体模型的示意图

#### 四、物体的辐射能力和辐射强度

为了表示一个物体向外界发射辐射能的大小，可以定义物体的单位表面积、单位时间内向半球空间所有方向发射的全部波长( $\lambda = 0 \sim \infty$ )的总辐射能，又叫作物体的辐射能力、半球辐射能力或自身辐射，用符号  $E$  表示，单位为  $\text{W}/\text{m}^2$ 。而物体在  $\lambda$  至  $\lambda + \Delta\lambda$  的波段内的辐射能力、叫作单色辐射能力，并定义为

$$E_\lambda = \lim_{\Delta\lambda \rightarrow 0} \frac{\Delta E}{\Delta\lambda} = \frac{dE}{d\lambda} \quad (7-7)$$

$E_\lambda$  的单位为  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \mu\text{m})$  或  $\text{W}/\text{m}^3$ 。

物体的辐射能力和单色辐射能力的积分关系式为

$$E = \int_0^\infty E_\lambda d\lambda \quad (7-8)$$

为了表示在半球空间的不同方向上一个物体向外界发射辐射能的大小，就必须引出辐射强度的概念。它表示物体的单位表面积、单位时间内向空间单位立体角所发射的全部波长( $\lambda = 0 \sim \infty$ )的辐射能，即

$$I = \frac{d^2 Q}{dA d\omega} \quad (7-9)$$

式中  $I$ —— $\varphi$  方向上( $\varphi$  是给定方向与面积  $dA$  的法线之间的夹角)的辐射强度， $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{sr})$ ；

$d^2 Q$ ——在  $\varphi$  方向上每单位时间内发射的辐射能， $\text{W}$ ；

$dA$ ——物体的表面积， $\text{m}^2$ ；

$d\omega$ ——物体向给定方向发射能量所占据的立体角， $\text{sr}$ 。

物体的辐射能力和辐射强度的积分关系式为

$$E = \int_0^{2\pi} I d\omega \quad (7-10)$$

## 第二节 黑体热辐射的基本定律

### 一、普朗克(Planck)定律

1900 年普朗克推导出黑体在不同温度下向真空辐射的能量按波长分布的规律，即黑体的单色辐射能力与波长及温度的定量关系。



$$E_{0\lambda} = \frac{C_1 \lambda^{-5}}{e^{C_2/(\lambda T)} - 1} \tag{7-11}$$

式中  $\lambda$ ——黑体辐射的波长, m;  
 $T$ ——黑体的绝对温度, K;  
 $C_1, C_2$ ——普朗克第一和第二常数,  $C_1 = 3.743 \times 10^{-16} \text{W} \cdot \text{m}^2$ ,  $C_2 = 1.4387 \times 10^{-2} \text{m} \cdot \text{K}$ ;  
 $E_{0\lambda}$ ——黑体的单色辐射能力,  $\text{W}/\text{m}^2$ 。

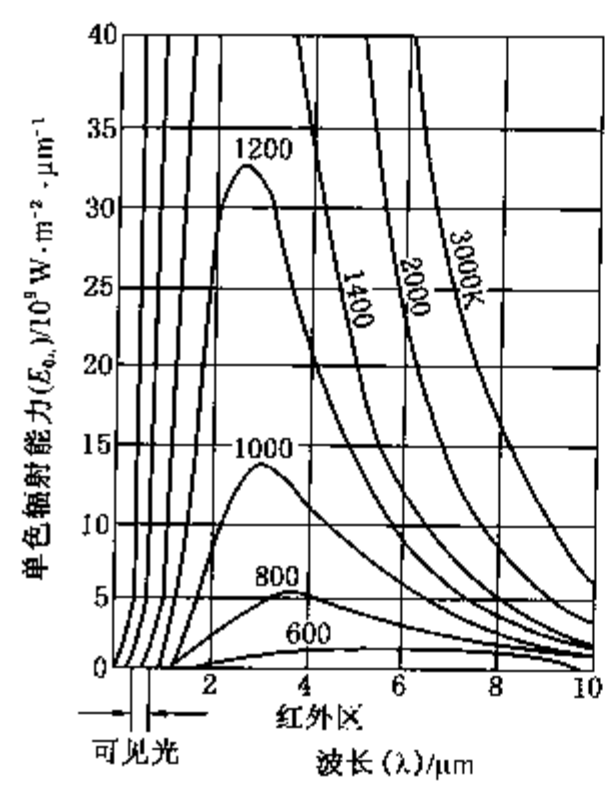


图 7-3 普朗克定律

普朗克定律可用图表示, 如图 7-3 所示。由图可见:

(1) 在任一给定温度下, 都可以绘出一条辐射能量分布曲线。首先,  $E_{0\lambda}$  随着  $\lambda$  的增加而增加, 在某一波长  $\lambda_m$  时,  $E_{0\lambda}$  达到最大值, 然后, 又随着  $\lambda$  的增加而减少, 到  $\lambda = \infty$  时, 重新降为零。如将式(7-11)进行微分, 并令  $\frac{dE_{0\lambda}}{d\lambda} = 0$ , 则可得到单色辐射能力为最大值时,  $T$  和  $\lambda_m$  之间的关系式, 这就是维恩(Wien)位移定律:

$$\lambda_m \cdot T = 2.897 \times 10^{-3} \text{m} \cdot \text{K} \tag{7-12}$$

该定律说明黑体的单色辐射能力的最大值随着其温度的升高向波长较短的一边移动。

(2) 在一般工业应用温度(低于 2273K)范围内, 热辐射能量主要集中在  $\lambda = 0.8 \sim 10 \mu\text{m}$  的红外线波段内, 分布在可见光  $\lambda = 0.38 \sim 0.76 \mu\text{m}$  的能量很少。

## 二、斯蒂芬-波尔兹曼(Stefan-Boltzmann)定律

在工程应用中, 经常遇到涉及整个波长范围内的辐射能力。如将式(7-11)代入式(7-8), 则可得到黑体辐射能力

$$E_0 = \int_0^\infty E_{0\lambda} d\lambda = \int_0^\infty \frac{C_1 \lambda^{-5}}{e^{C_2/(\lambda T)} - 1} d\lambda$$

如令  $x = \frac{C_2}{\lambda T}$ , 则  $\lambda = \frac{C_2}{xT}$  和  $d\lambda = -\frac{C_2}{x^2 T} dx$ , 代入上式并变换积分上下限, 有

$$\begin{aligned} E_0 &= -\frac{C_1}{C_2^4} T^4 \int_\infty^0 \frac{x^3}{e^x - 1} dx \\ &= \frac{6C_1}{C_2^4} T^4 \times \frac{\pi^4}{90} \\ &= \frac{C_1 \pi^4}{15C_2^4} T^4 \end{aligned}$$

或  $E_0 = \sigma_0 T^4 \tag{7-13}$

这就是斯蒂芬用实验方法确定, 而由波尔兹曼从理论上导出的定律, 称斯蒂芬-波尔兹曼定律。其中  $\sigma_0$  叫作绝对黑体的辐射常数,  $\sigma_0 = 5.67 \times 10^{-8} \text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$ 。这个定律说明: 黑体的辐射能力与绝对温度的 4 次方成正比, 故又称为四次方定律。

### 三、兰贝特(Lambert)定律

用斯蒂芬-波尔兹曼定律[式(7-13)]只能计算绝对黑体表面所辐射的总能量,而并不能说明在半球空间各个方向上发射的辐射能量是如何分布的。兰贝特定律则定量地描述了这一分布规律,即黑表面向它上面的半球空间给定方向上发射的辐射能量,等于它向法线方向上发射的辐射能量与给定方向和法线方向夹角的余弦的乘积。数学表达式为

$$I_0 = I_{0n} \cos \varphi \tag{7-14}$$

式中  $I_{0n}$ ——黑表面在法线方向上的辐射强度,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{sr})$ ;

$\varphi$ ——给定方向与法线方向的夹角,  $\text{sr}$ 。

由式(7-14)可以看出:黑表面向任一方向发射的辐射强度与法线方向上的辐射强度之比都等于  $\cos \varphi$ ,所以,兰贝特定律又叫余弦定律。当  $\varphi = 0$  时,  $I_{\varphi=0} = I_{0n}$ ,辐射强度有最大值;而当  $\varphi = \frac{\pi}{2}$  时,  $I_{\varphi=\frac{\pi}{2}} = 0$ 。通常,将遵守兰贝特定律的表面,称作兰贝特表面。黑表面就是一个兰贝特表面。

将式(7-10)用于黑体,则有

$$E_0 = \int_0^{2\pi} I_0 d\omega \tag{7-15}$$

式中微元立体角  $d\omega$  的定义,可如图 7-4 所示。在球形坐标内,  $d\alpha$  为立体角  $d\omega$  在半径为  $R$  的球面上所切割的微元面积。而  $d\alpha$  的大小可以用两个微元弧  $Rd\varphi$  与  $R\sin\varphi d\theta$  的乘积来表示。按照立体角的定义有

$$d\omega = \frac{d\alpha}{R^2} = \frac{Rd\varphi \cdot R\sin\varphi d\theta}{R^2} = \sin\varphi d\varphi d\theta \tag{7-16}$$

将式(7-14)、式(7-16)代入式(7-15)进行积分,得到

$$\begin{aligned} E_0 &= I_{0n} \int_0^{2\pi} d\theta \int_0^{\frac{\pi}{2}} \sin\varphi \cos\varphi d\varphi \\ &= \pi I_{0n} \end{aligned} \tag{7-17}$$

式(7-17)说明:黑体单位表面积向它的半球空间发射的总能量等于黑表面法线方向辐射强度的  $\pi$  倍。

注意,以上三个基本定律都只适用于黑体。

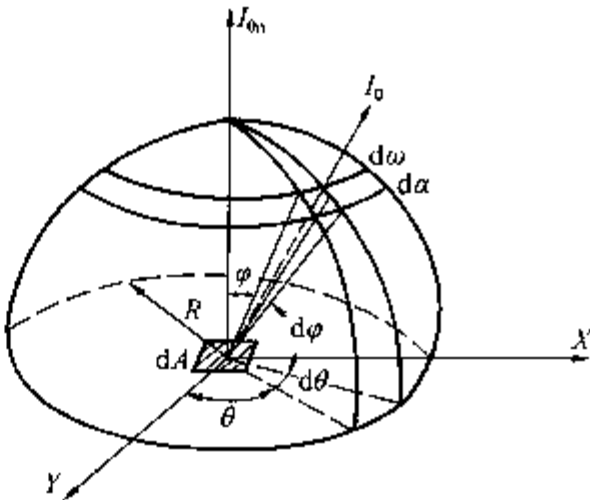


图 7-4 微元立体角的定义图

## 第三节 实际固体的热辐射

### 一、实际固体的辐射能力、吸收能力及黑度

实际固体的辐射能力与它的表面温度、辐射方向、辐射线的波长以及表面状况有关。实际固体的单色辐射能力随波长和温度的变化不服从普朗克定律;它的辐射能力不服从斯蒂芬-波尔兹曼定律。上一节已叙述了黑体辐射的各种规律,并知道自然界一切物体的辐射能

力均小于同温度下黑体的辐射能力。为了表示实际物体辐射能力的大小，可以引入辐射率或黑度的概念，即实际物体的辐射能力  $E$  与同温度下黑体的辐射能力  $E_0$  之比值，用符号  $\varepsilon$  表示，又称半球总辐射黑度。即

$$\varepsilon = \frac{E}{E_0} \tag{7-18}$$

物体的单色黑度  $\varepsilon_\lambda$  是指物体的单色辐射能力  $E_\lambda$  与同温度下黑体的单色辐射能力  $E_{0\lambda}$  的比值。即

$$\varepsilon_\lambda = \frac{E_\lambda}{E_{0\lambda}} \tag{7-19}$$

物体的定向黑度  $\varepsilon_\varphi$  是指物体在  $\varphi$  方向的辐射强度  $I$  与同温度下黑体在  $\varphi$  方向的辐射强度  $I_0$  的比值。即

$$\varepsilon_\varphi = \frac{I_\varphi}{I_{0\varphi}} \tag{7-20}$$

由斯蒂芬-波尔兹曼定律式(7-13)及黑度的定义式(7-18)，可以求出实际固体的辐射能力为

$$E = \varepsilon \sigma_0 T^4 \tag{7-21}$$

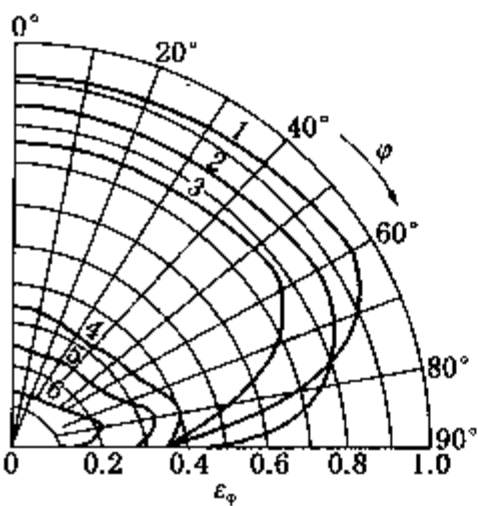


图 7-5 物体黑度沿方向的变化  
1—木材；2—金刚砂；3—氧化铜；  
4—磨光的铟；5—磨光的铝青铜；  
6—磨光的黄铜

实际上，许多固体表面在  $\varphi$  方向的辐射强度  $I_\varphi$  和定向黑度  $\varepsilon_\varphi$  随着辐射方向  $\varphi$  而变化。某些非导体和表面磨光的金属的定向黑度  $\varepsilon_\varphi$  在方向  $\varphi$  上的变化参见图 7-5。由图上可以看出，对不光滑的表面，余弦定律只适用于  $\varphi = 0 \sim 60^\circ$  的范围内，即  $\varepsilon_\varphi$  不随  $\varphi$  而变；当  $\varphi > 60^\circ$  时， $\varepsilon_\varphi$  减小，并逐渐趋向于零(图中曲线 1~3)。对非金属表面及粗糙金属表面，可以认为  $\varepsilon \approx 0.96\varepsilon_n$ 。 $\varepsilon_n$  是法线方向的黑度。对于磨光的金属表面(如图中曲线 4, 5, 6)，可看到对余弦定律有更显著的偏差， $\varphi$  于  $30^\circ \sim 80^\circ$  之间， $\varepsilon_\varphi$  随  $\varphi$  的增加而增加； $\varphi > 80^\circ$  后， $\varepsilon_\varphi$  随  $\varphi$  增加而减少，趋向于零，在这种情况下，一般可按  $\varepsilon = 1.2\varepsilon_n$  计算。

常用工业材料的法向黑度(全波长的平均值)见表 7-2。

表 7-2 常用工业材料的法向黑度<sup>[3]</sup>

材 料 名 称	T/K	$\varepsilon_\varphi$
石棉纸板	297	0.96
红砖	293	0.93
耐火砖	1273	0.75
灯黑与水玻璃涂料层	371~438	0.96~0.95
玻璃(光滑表面)	295~363	0.94
大理石(磨光)	295	0.931
黑色或白色涂料	313~368	0.80~0.95
铝质涂料(加热到 598K 后)	423~588	0.35
粗糙的粉刷石灰浆	283~361	0.91
瓷器(上过釉的)	295	0.924
硬橡胶(光板)	296	0.94
水	273~373	0.95~0.963

材 料 名 称	$T/K$	$\varepsilon_{\varphi}$
铝(氧化的)	473 ~ 873	0.11 ~ 0.19
(磨光的)	498 ~ 848	0.039 ~ 0.057
铜(氧化的)	473 ~ 873	0.61 ~ 0.59
(磨光的)	548	0.03
铬	313 ~ 1363	0.08 ~ 0.36
金(磨光的)	498 ~ 898	0.018 ~ 0.035
钢板(氧化的)	473 ~ 873	0.79
(磨光的)	1213 ~ 1373	0.55 ~ 0.61
铸铁(氧化的)	473 ~ 873	0.64 ~ 0.78
(磨光的)	473	0.21

由表 7-2 可以看出：

- (1) 大部分非金属材料的黑度很高，如光滑的玻璃  $\varepsilon = 0.94$ ；红砖  $\varepsilon = 0.93$ 。
- (2) 金属的黑度随表面的氧化程度和粗糙度而异，如磨光的铜  $\varepsilon = 0.03$ ；氧化的铜  $\varepsilon = 0.60$ 。
- (3) 各种颜色的涂料包括白涂料、灯黑、水的黑度都很大，接近于黑体。

实际固体表面的吸收能力与黑表面的吸收能力有一定程度的差别。实际物体的吸收能力与投入辐射的波长有关。通常定义在给定波长  $\lambda$  和入射角  $\varphi$  下，实际表面吸收的能量与黑表面吸收的能量之比值，叫作实际表面的单色吸收率。单色吸收率同时还是自身温度  $T_1$  与投射温度  $T_2$  的函数。所以，固体的单色吸收率为

$$\alpha_{\lambda} = \alpha(\lambda, \varphi, T_1, T_2) \tag{7-22}$$

由于一般物体的单色吸收率  $\alpha_{\lambda}$  显著地随波长变化，而随自身温度变化较小。因此，它的总吸收率  $\alpha$  将更多地随投射辐射源的温度变化，而较少地随物体的自身温度变化。图 7-6 示出各种物体在自身温度为 293K，对投射温度  $T_2$  的黑体的吸收率  $\alpha$ 。

二、灰体

假如某种物体的单色辐射能力  $E_{\lambda}$  与同一温度下绝对黑体的单色辐射能力  $E_{0\lambda}$  之比等于常数，即在所有波长下，物体的单色黑度  $\varepsilon_{\lambda} = \text{常数}$ ，这种物体叫作灰体。从图 7-7 可以看出：灰体及黑体在同一温度下的最大单色辐射能力都位于同一波长  $\lambda_m$  处。灰体对各种波长的辐射能均能同样吸收，这是灰体自身的特征。许多工程材料都可以近似地看作灰体。

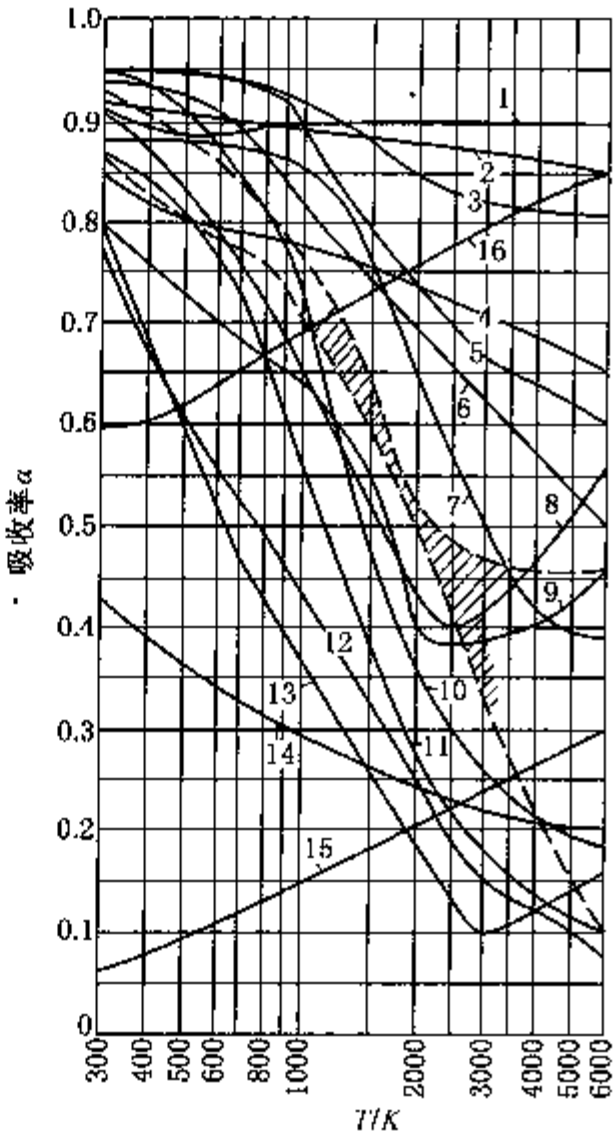


图 7-6 物体表面对黑体辐射的吸收率随温度  $T_2$  的变化

1—混合房顶材料；2—红褐色漆布；3—石棉板；4—灰色软橡皮片；5—混凝土；6—瓷器；7—白色玻璃珐璃；8—红砖；9—软木；10—白色荷兰砖；11—白色软皮；12—脱水 MgO；13—氧化的铝；14—铝涂料；15—磨光铝片；16—石墨（图中两条虚线给出了青砖、石棉纸、木料、各种织物、石膏、立德粉、纸的极限数据）

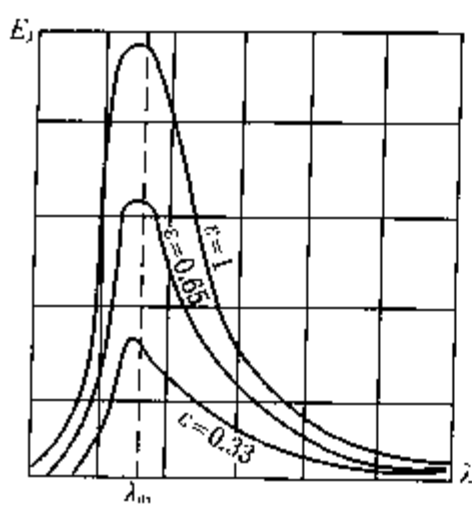


图 7-7 在同一温度下绝对黑体和两灰体的波谱

### 三、克希霍夫(Kirchhoff)定律

假设一个温度为  $T_1$  的物体，在一个温度为  $T_2$  的黑体包壳内，由克希霍夫定律的描述可知：无论  $T_1$  和  $T_2$  是否相等，该物体表面的单色黑度等于它的单色吸收率。即

$$\epsilon_\lambda = \alpha_\lambda \tag{7-23}$$

根据黑度和吸收率的定义，可分别有

$$\epsilon = \frac{\int \epsilon_\lambda E_{0\lambda,1} d\lambda}{\sigma_0 T_1^4}$$

$$\alpha = \frac{\int \alpha_\lambda E_{0\lambda,2} d\lambda}{\sigma_0 T_2^4}$$

在热平衡情况下， $T_1 = T_2$ ，故

$$\alpha = \epsilon$$

对热量不平衡情况，上式一般是不成立的。但对于灰体，因为  $\alpha_\lambda$  与波长无关。故对于灰体有

$$\alpha = \alpha_\lambda = \epsilon_\lambda = \epsilon \tag{7-24}$$

对于非灰体的表面，如  $T_1 \neq T_2$  时，则式(7-24)的偏差将随着  $(T_1 - T_2)$  的差值的增加而增加。另外，灰体的概念不能任意推广到对太阳辐射的吸收，因为太阳辐射中可见光占整个辐射的 46% 左右。在高温下，物体表面的颜色对可见光的吸收呈现强烈的选择性；而在常温下，物体的颜色对可见光的吸收则没有什么差别。例如，在炎热的夏天，白色有一定的优点。因为对于从太阳来的高温(6000K)辐射，白色颜料的吸收率约为 0.12~0.26；而对于低温下的热辐射，白色颜料的吸收率却为 0.9 左右。

【例 7-1】 有一温室，假定室顶玻璃能透过从太阳辐射来的短波辐射，而它却能吸收由室内物体发射来的热辐射的 90%。如近似将室内物体看作黑体，已知玻璃本身温度为 293K，试计算室内物体所具有的温度。

解：忽略对流传热和导热。因为物体向玻璃发射的辐射能量为  $\sigma_0 T_0^4$ ，玻璃的吸收率为  $\alpha_g = 0.9$ 。玻璃每一面的辐射能力为  $\epsilon_g \sigma_0 T_g^4$ 。

对室顶玻璃作能量平衡有

$$2\epsilon_g \sigma_0 T_g^4 = \alpha_g \sigma_0 T_0^4$$

根据克希霍夫定律

$$\alpha_g = \epsilon_g$$

故室内物体的温度为

$$\begin{aligned} T_0 &= 2^{1/4} T_g \\ &= 1.19 \times 293 \\ &= 348\text{K 或 } 75^\circ\text{C} \end{aligned}$$

由此例可见，利用温室可以提高室内温度到 75℃ 左右。

### 第四节 气体热辐射的特点

气体与固体、液体的热辐射相比具有许多不同的特点，如气体辐射具有选择性；气体的

辐射和吸收是在整个容积中进行的等。

### 一、气体辐射对波长的选择性

在一般工业用的温度范围内，单原子和分子结构对称的双原子气体，例如惰性气体和氢、氮及氧等，它们的辐射能力和吸收热射线的能力都微不足道，可以看作透明体。而三原子、多原子气体以及结构不对称的双原子气体，例如  $\text{CO}_2$ ， $\text{H}_2\text{O}$ ， $\text{SO}_2$ ， $\text{CO}$ ， $\text{CH}_4$  等，则有相当大的辐射能力和吸收能力。在辐射换热过程中，如果存在这种具有辐射和吸收能力的吸收性气体，则将使辐射换热变得更加复杂。

试验证明，吸收性气体不像固体那样具有连续的辐射光谱，而只是在某些波段范围内才具有辐射和吸收能力。这些有辐射和吸收能力的波段称为光带。在光带以外，吸收性气体不辐射也不吸收热射线，也就是说，气体的辐射和吸收对波长具有选择性。

在烟气的辐射换热中，主要存在的吸收性气体是  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$ ，两气体的光带分布如下：

$\text{CO}_2$	$2.65\mu\text{m} < \lambda < 2.80\mu\text{m}$	$\Delta\lambda_1 = 0.15\mu\text{m}$
	$4.15\mu\text{m} < \lambda < 4.45\mu\text{m}$	$\Delta\lambda_2 = 0.30\mu\text{m}$
	$13.0\mu\text{m} < \lambda < 17.0\mu\text{m}$	$\Delta\lambda_3 = 4.0\mu\text{m}$
$\text{H}_2\text{O}$	$2.55\mu\text{m} < \lambda < 2.84\mu\text{m}$	$\Delta\lambda_1 = 0.29\mu\text{m}$
	$5.6\mu\text{m} < \lambda < 7.6\mu\text{m}$	$\Delta\lambda_2 = 2.0\mu\text{m}$
	$12.0\mu\text{m} < \lambda < 30.0\mu\text{m}$	$\Delta\lambda_3 = 18.0\mu\text{m}$

这些光带均位于可见光范围之外，所以，即使在高温下  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$  也不能为人眼看见。

### 二、气体的辐射和吸收在整个容积中进行

前已述及，固体和液体的辐射和吸收都在表面处进行，而气体的辐射和吸收则在整个容积中进行。气体的辐射和吸收与气体的性质和体积有关。因为当热射线通过吸收性气层时，沿路径能量被气体吸收而逐渐减弱。这种减弱的程度取决于中途所碰到的气体分子数，而分子数目又决定于热射线所经过的气层厚度和气体的密度。气体的密度与气体的温度和分压有关。所以，气体的辐射和吸收仅是气层厚度、气体的温度和分压的函数。

气体的黑度  $\varepsilon_g$ ，仿照式(7-18)，它是半球形的气体对其球心上微元表面  $dA$  的辐射能力  $E_g$  与同温度下黑体的半球辐射能力  $E_0$  之比。这就是常用的气体黑度的定义。即

$$\varepsilon_g = \frac{E_g}{E_0} \tag{7-25}$$

对于不是半球形的气体，气体从各个方向上对微元表面辐射时，气层的厚度是不相同的，且当微元表面的位置不同时，气层的厚度也不相同。霍特尔(Hottel)提出了有效气层厚度的概念：所谓有效气层厚度是指一个当量半球的半径。当量半球是指该半球内气体的压强、温度与组成同所研究的特定形状中气体的状况完全相同，且该半球内气体对球心微元表面的辐射能力等于所研究的特定形状中全部气体对某指定表面的辐射能力。有效气层厚度又称平均辐射长度。各种形状气体的有效气层厚度见表 7-3<sup>[5]</sup>。

在缺少资料的情况下，有效气层厚度  $L$  可用下式作近似计算：

$$L = 3.5 \frac{V}{A} \tag{7-26}$$

式中  $V$ ——气体的体积,  $\text{m}^3$ ;  
 $A$ ——包围气体表面的面积,  $\text{m}^2$ 。

表 7-3 各种形状气体的  $L$  值<sup>[5]</sup>

气 体 形 状	特性尺寸( $D$ )	$L/D$
球体, 对表面的辐射	直 径	0.63
半无限长的圆柱体, 对底面中心的辐射	直 径	0.90
对整个底面的辐射	直 径	0.65
无限长的圆柱体, 对表面的辐射	直 径	0.94
高度等于直径( $h=d$ )的圆柱体, 对底面中心的辐射	直 径	0.71
对整个表面的辐射	直 径	0.60
高度为直径的一半( $h=0.5d$ )的圆柱体, 对底面的辐射	直 径	0.43
对侧面的辐射	直 径	0.46
对全部表面的辐射	直 径	0.45
高度为直径的两倍( $h=2d$ )的圆柱体, 对底面的辐射	直 径	0.60
对侧面的辐射	直 径	0.76
对全部表面的辐射	直 径	0.73
无限长的、半径为 $R$ 的半圆柱体, 对平侧面中心的辐射	半 径	1.26
平行六面体 1:1:1 (立方体), 对表面的辐射	边 长	0.60
平行六面体 1:1:4, 对 $1 \times 4$ 表面的辐射	最短的边	0.82
对 $1 \times 1$ 表面的辐射	最短的边	0.71
对整个表面的辐射	最短的边	0.81
无限大的平行平面, 对表面的辐射	距 离	1.76
直径为 $d$ , 管表面与管表面的间隙为 $C$ 的无限大管簇		
管簇间的气体对管表面的辐射, 当管子的排列方式为		
等边三角形 $d=C$	间 隙	2.8
等边三角形 $d=0.5C$	间 隙	3.8
方阵形 $d=C$	间 隙	3.5

第五节 辐 射 换 热

由热辐射的特性可知, 当两物体间进行辐射换热时, 每个物体不管温度高低, 只要其本身温度在绝对零度以上, 都能向其他物体发射能量, 同时, 它又要吸收其他物体发射至它表面的一部分能量。所以, 辐射换热与导热和对流换热不同, 前者是双向式的, 后两者是单向式的传热过程。并且, 当能量到达物体的表面时, 一部分被吸收, 另一部分被反射; 被反射的能量到达另一物体的表面时, 又有一部分被吸收和反射, 形成了一个多次吸收和多次反射的过程, 情况是比较复杂的。为了简化辐射换热的计算, 下面提出的“角系数”和“表面的有效辐射”等概念, 对辐射换热是很重要的。

一、两黑体间的辐射换热和角系数

(一)两黑体间的辐射换热——角系数的导出

假定两物体皆为黑体, 则辐射换热情况要简单得多, 因为此时不存在反射的热量。见图 7-8,  $A_1$  与  $A_2$  为任意放置的两黑表面, 表面温度为  $T_1$  与  $T_2$ 。表面之间充满了透明介质。



因为表面都不是无限大，所以，每个表面向外所发射的能量只有一部分到达另一表面，其余部分都落到表面以外的空间去了。定义：黑表面  $A_1$  在空间所有的方向上发射的总能量直接到达另一黑表面  $A_2$  的分率叫作表面  $A_1$  对表面  $A_2$  的角系数或形状因数，用符号  $\varphi_{12}$  表示。

角系数的推导如下：在两黑表面  $A_1$  与  $A_2$  上，如图 7-8 所示，各任意取微元表面  $dA_1$  与  $dA_2$ ， $r$  为  $dA_1$  与  $dA_2$  中心连线的长度，连线与两个微元表面法线的夹角为  $\varphi_1$  与  $\varphi_2$ ，下面可以计算  $dA_1 \rightleftharpoons dA_2$  之间的辐射换热。

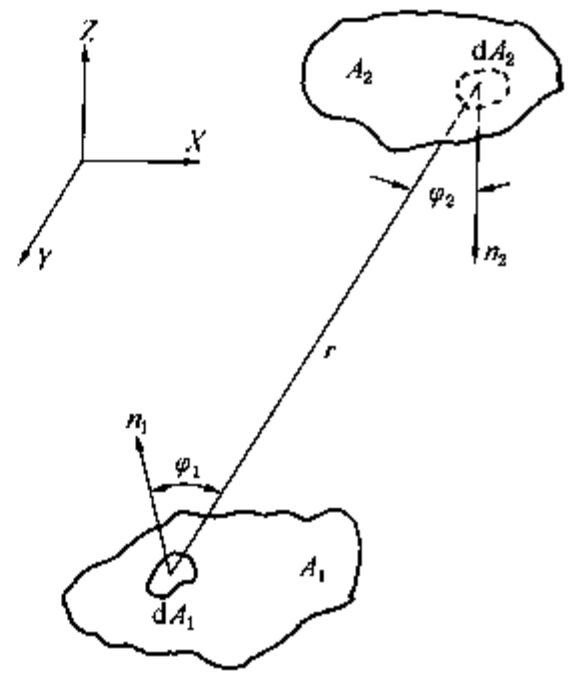


图 7-8 角系数的推导

由式(7-9)可知黑体的辐射强度为

$$I_0 = \frac{d^2 Q}{dA d\omega} \tag{A}$$

由式(7-14)兰贝特定律可知

$$I_0 = I_{0n} \cos \varphi = \frac{E_0}{\pi} \cos \varphi \tag{B}$$

将(B)代入(A)得

$$d^2 Q = \frac{E_0}{\pi} \cos \varphi dA d\omega \tag{C}$$

- 式中  $Q$ ——辐射换热量，W；
- $E_0$ ——黑体辐射能力，W/m<sup>2</sup>；
- $\varphi$ ——两微元表面中心联线与微元表面法线的夹角，rad；
- $dA$ ——微元面积，m<sup>2</sup>；
- $d\omega$ ——微元立体角，sr。

如以  $d^2 Q_{1 \rightarrow 2}$  和  $d^2 Q_{2 \rightarrow 1}$  分别表示微元表面  $dA_1$  向  $dA_2$  和  $dA_2$  向  $dA_1$  发射的能量，则

$$d^2 Q_{1 \rightarrow 2} = \frac{E_{01}}{\pi} \cos \varphi_1 dA_1 d\omega_1 \tag{D}$$

和

$$d^2 Q_{2 \rightarrow 1} = \frac{E_{02}}{\pi} \cos \varphi_2 dA_2 d\omega_2 \tag{E}$$

因为

$$\begin{aligned} d\omega_1 &= \frac{dA_2 \cos \varphi_2}{r^2} \\ d\omega_2 &= \frac{dA_1 \cos \varphi_1}{r^2} \end{aligned}$$

将  $d\omega_1$  与  $d\omega_2$  之值代入(D)与(E)，有

$$d^2 Q_{1 \rightarrow 2} = E_{01} \frac{\cos \varphi_1 \cos \varphi_2}{\pi r^2} dA_1 dA_2 \tag{F}$$

和

$$d^2 Q_{2 \rightarrow 1} = E_{02} \frac{\cos \varphi_1 \cos \varphi_2}{\pi r^2} dA_1 dA_2 \tag{G}$$

分别对(F)和(G)式进行一次积分, 就得到微元表面  $dA_1$  向黑表面  $A_2$  和微元表面  $dA_2$  向黑表面  $A_1$  发射的能量分别为

$$dQ_{1 \rightarrow 2} = E_{01} \int_{A_2} \frac{\cos \varphi_1 \cos \varphi_2}{\pi r^2} dA_1 dA_2 \quad (H)$$

和

$$dQ_{2 \rightarrow 1} = E_{02} \int_{A_1} \frac{\cos \varphi_1 \cos \varphi_2}{\pi r^2} dA_1 dA_2 \quad (I)$$

已知微元表面  $dA_1$  和  $dA_2$  在空间所有方向上发射的总能量分别为

$$dQ_1 = E_{01} dA_1 \quad (J)$$

$$dQ_2 = E_{02} dA_2 \quad (K)$$

故微元表面  $dA_1$  对黑表面  $A_2$  和微元表面  $dA_2$  对黑表面  $A_1$  的角系数分别为

$$\varphi_{d1,2} = \frac{dQ_{1 \rightarrow 2}}{dQ_1} = \int_{A_2} \frac{\cos \varphi_1 \cos \varphi_2}{\pi r^2} dA_2 \quad (L)$$

和

$$\varphi_{d2,1} = \frac{dQ_{2 \rightarrow 1}}{dQ_2} = \int_{A_1} \frac{\cos \varphi_1 \cos \varphi_2}{\pi r^2} dA_1 \quad (M)$$

因此, 不难得出黑表面  $A_1$  对黑表面  $A_2$  和黑表面  $A_2$  对黑表面  $A_1$  的角系数分别为

$$\begin{aligned} \varphi_{12} &= \frac{1}{A_1} \int_{A_1} \varphi_{d1,2} dA_1 \\ &= \frac{1}{A_1} \int_{A_1} \int_{A_2} \frac{\cos \varphi_1 \cos \varphi_2}{\pi r^2} dA_1 dA_2 \end{aligned} \quad (7-27)$$

和

$$\begin{aligned} \varphi_{21} &= \frac{1}{A_2} \int_{A_2} \varphi_{d2,1} dA_2 \\ &= \frac{1}{A_2} \int_{A_1} \int_{A_2} \frac{\cos \varphi_1 \cos \varphi_2}{\pi r^2} dA_1 dA_2 \end{aligned} \quad (7-28)$$

分别对式(H)和(I)再进行一次积分, 则可得到黑表面  $A_1$  向黑表面  $A_2$  发射的能量和黑表面  $A_2$  向黑表面  $A_1$  发射的能量分别为

$$\begin{aligned} Q_{1 \rightarrow 2} &= \sigma_0 T_1^4 \int_{A_1} \int_{A_2} \frac{\cos \varphi_1 \cos \varphi_2}{\pi r^2} dA_1 dA_2 \\ &= \sigma_0 A_1 \varphi_{12} T_1^4 \end{aligned} \quad (7-29)$$

和

$$\begin{aligned} Q_{2 \rightarrow 1} &= \sigma_0 T_2^4 \int_{A_1} \int_{A_2} \frac{\cos \varphi_1 \cos \varphi_2}{\pi r^2} dA_1 dA_2 \\ &= \sigma_0 A_2 \varphi_{21} T_2^4 \end{aligned} \quad (7-30)$$

故任意放置两黑体间的辐射换热的净传热速率为

$$\begin{aligned} Q_{12} &= Q_{1 \rightarrow 2} - Q_{2 \rightarrow 1} = \sigma_0 A_1 \varphi_{12} T_1^4 - \sigma_0 A_2 \varphi_{21} T_2^4 \\ &= \sigma_0 A_1 \varphi_{12} (T_1^4 - T_2^4) \\ &= \sigma_0 A_{ef} (T_1^4 - T_2^4) \end{aligned} \quad (7-31)$$

式中

$$A_{ef} = A_1 \varphi_{12} = A_2 \varphi_{21} \quad (7-32)$$

可以由式(7-27)和式(7-28)直接证明。 $A_{ef}$ 叫做有效辐射面积、当量冷平面面积或辐射的直接交换面积,单位为  $m^2$ 。

## (二) 角系数的性质

由式(7-27)及式(7-28)可以看出,角系数仅与两物体的大小、几何形状及两物体的相对位置有关,而与两物体黑度的大小及温度无关。

### 1. 角系数的相对性

$$A_i \varphi_{ik} = A_k \varphi_{ki} \quad (7-33)$$

$$A_{ik} = A_{ki} \quad (7-33a)$$

式中  $A$ ——物体的表面积,  $m^2$ ;

$\varphi$ ——平均角系数;

$A_{ik}$ ——有效辐射面积,  $m^2$ ;

下标  $i, k$ ——各个不同的表面。

### 2. 角系数的可加性

$$\varphi_{ik} = \varphi_{ik1} + \varphi_{ik2} + \varphi_{ik3} + \dots \quad (7-34)$$

$$A_{ik} = A_{ik1} + A_{ik2} + A_{ik3} + \dots \quad (7-34a)$$

式中 下标  $k$ ——表示  $k$  表面是由  $k_1, k_2, k_3, \dots$  等表面组成的。

### 3. 角系数的完整性

$$\varphi_{ii} + \sum_{k=1}^{k=n} \varphi_{ik} = 1 \quad (7-35)$$

$$A_{ii} + \sum_{k=1}^{k=n} A_{ik} = A_i \quad (7-35a)$$

式中 下标  $i, i$ ——表示  $i$  表面是一个内凹表面,它本身辐射出的能量有一部分为它自己所接受。当  $i$  不是内凹表面时,  $\varphi_{ii}$  和  $A_{ii}$  都等于零。

角系数的完整性说明,物体  $i$  与所围绕着它们的物体之间的辐射换热角系数的总和等于 1。

利用角系数的相对性和完整性,可以由一部分已知的角系数求得其他未知的角系数,而不必利用式(7-27)和式(7-28)去直接求解。

## (三) 代数分析法求解角系数

角系数仅与表面的几何尺寸及相对位置有关,而与表面的性质和温度条件无关。工程上由于通常将一些典型的几何体系的角系数,按式(7-27)进行求解后,把结果绘制成图以备使用,或将一些几何体系的角系数的求解,变成简单的代数式。波略克根据物体辐射换热时的相对性和完整性,研究出确定角系数的代数分析法。如图 7-9 所示三个凸形表面构成的封闭系统,其表面积各为  $A_1, A_2, A_3$ 。根据完整性可以写出:

$$\left. \begin{aligned} A_{12} + A_{13} &= A_1 \\ A_{21} + A_{23} &= A_2 \\ A_{31} + A_{32} &= A_3 \end{aligned} \right\} \quad (7-36)$$

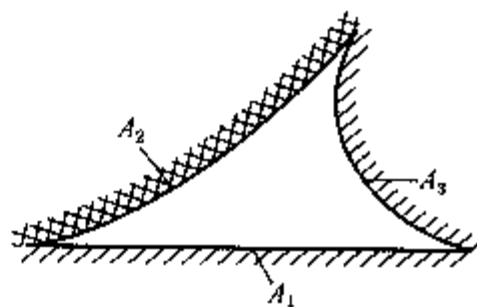


图 7-9 形成密闭系统的三个凸形物体之间的辐射换热

根据相对性, 又有

$$\left. \begin{aligned} A_{12} &= A_{21} \\ A_{13} &= A_{31} \\ A_{23} &= A_{32} \end{aligned} \right\} \quad (7-37)$$

从式(7-36)与式(7-37)两式解得:

$$A_{12} + A_{23} + A_{31} = \frac{1}{2}(A_1 + A_2 + A_3) \quad (7-38)$$

式(7-38)减去式(7-36)得

$$\left. \begin{aligned} A_{12} &= \frac{1}{2}(A_1 + A_2 - A_3) \\ A_{23} &= \frac{1}{2}(A_2 + A_3 - A_1) \\ A_{31} &= \frac{1}{2}(A_1 + A_3 - A_2) \end{aligned} \right\} \quad (7-39)$$

$$\left. \begin{aligned} \varphi_{12} &= \frac{A_1 + A_2 - A_3}{2A_1} \\ \varphi_{23} &= \frac{A_2 + A_3 - A_1}{2A_2} \\ \varphi_{31} &= \frac{A_3 + A_1 - A_2}{2A_3} \end{aligned} \right\} \quad (7-40)$$

根据以上所得到的公式, 可以很容易地借助于拉线法则计算在一个方向上无穷延伸的两物体之间的角系数。例如图 7-10 所示  $A_1$  与  $A_2$  两个表面, 在垂直于图面的方向无穷地延伸, 欲求其辐射换热的角系数时, 可先作辅助线  $CF$ ,  $DG$ ,  $CG$ ,  $DF'$  ( $F'$  为切点), 根据角系数的完整性有:

$$\varphi_{12} = 1 - \varphi_{CD,DG} - \varphi_{CD,CF} \quad (7-41)$$

由式(7-40)

$$\begin{aligned} \varphi_{CD,DG} &= \frac{CD + DG - CG}{2CD} \\ \varphi_{CD,CF} &= \frac{CD + CF - DF'F}{2CD} \\ \varphi_{12} &= \frac{CG + DE'F - DG - CF}{2CD} \end{aligned} \quad (7-42)$$

【例 7-2】 利用代数分析法(拉线法)计算管式加热炉中辐射面对于管排的角系数。

解: (1) 单排管

假定辐射面  $A_1$  (火焰及加热烟气) 与管排的长度和宽度都很大, 则  $A_1$  所发出之全部射线可看作与管排相切的平面  $A'_1$  发出的射线一样。在封闭系统  $CFGMDC$  中(参见图 7-11),  $A'_1$  对  $A_2$  的角系数可由式(7-40)求得:

$$\varphi'_{A_1, A_2} = \frac{CD + DMG - CFG}{2DC} \quad (7-43)$$

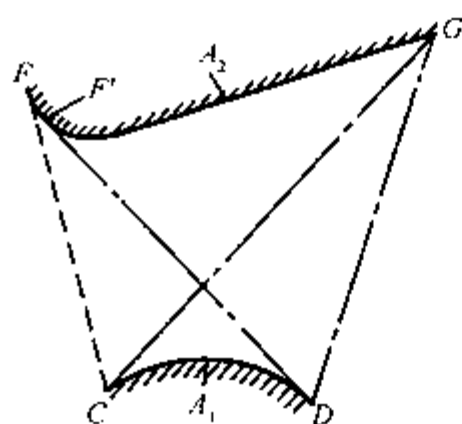


图 7-10 决定两物体间  
辐射换热角系数

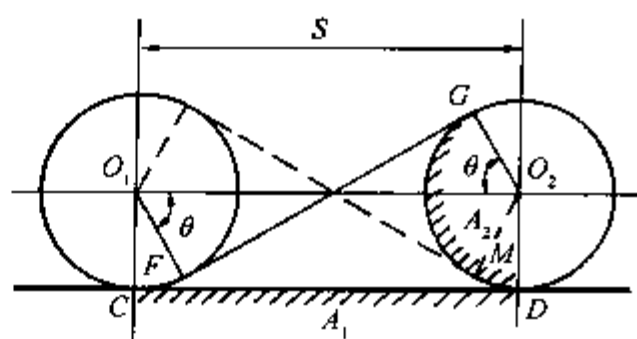


图 7-11 决定辐射平面与管排  
表面之间辐射交换的角系数

由于平面  $A'_1$  对  $O_1$ ,  $O_2$  两根管同样都辐射能量, 故辐射面对管排的角系数应为:

$$\varphi_{12} = 2\varphi'_{A'_1, A_2} = \frac{CD + DMG - CFG}{CD} \quad (7-44)$$

其中

$$DMG = \left( \frac{\pi}{2} + \theta \right) \frac{d_0}{2}$$

$$CF = \left( \frac{\pi}{2} + \theta \right) \frac{d_0}{2}$$

$$FG = \sqrt{S^2 - d_0^2}$$

$$\operatorname{tg} \theta = \sqrt{\left( \frac{S}{d_0} \right)^2 - 1} \text{ 或 } \theta = \operatorname{arctg} \sqrt{\left( \frac{S}{d_0} \right)^2 - 1}$$

代入式(7-44)得

$$\varphi_{12} = 1 + \frac{d_0}{S} \operatorname{arctg} \sqrt{\left( \frac{S}{d_0} \right)^2 - 1} - \sqrt{\left( 1 - \frac{d_0}{S} \right)^2} \quad (7-45)$$

式中  $d_0$ ——管外径, m;

$S$ ——管心距, m。

对于不同的  $\frac{S}{d_0}$  值,  $\varphi_{12}$  的数值计算结果如下:

$\frac{S}{d_0}$	1	1.5	2	3	4	5	10
$\varphi_{12}$	1	0.850	0.658	0.467	0.360	0.294	0.151

上述结果即图 7-32 曲线 D 所示。

## (2) 双排管

对于双排管见图 7-12, 辐射面  $A'_1$  对第一排管的角系数为  $\varphi_{12}$ , 则通过第一排管间隙的量占总发射量的百分数为  $(1 - \varphi_{12})$ 。假定通过第一排管间隙到达第二排管的能量是平均分布在平面  $A''_1$  上的。因为平面  $A''_1$  对第二排管的角系数仍等于  $\varphi_{12}$  (前提条件是第二排的管心距等于第一排的管心距), 所以辐射面  $A'_1$  对第二排管的角系数就应该是  $\varphi_{12}(1 - \varphi_{12})$ 。由此可见, 辐射面对  $A'_1$  双排

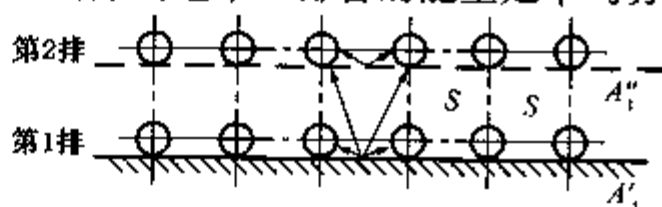


图 7-12 由平面向两排管子的辐射传热

管总的角系数：

$$(\varphi_{12})_{\text{总}} = \varphi_{12} + \varphi_{12}(1 - \varphi_{12}) = \varphi_{12}(2 - \varphi_{12})$$

(7-46)

式中  $\varphi_{12}$ ——辐射面对单排管的角系数，计算公式见式(7-45)。

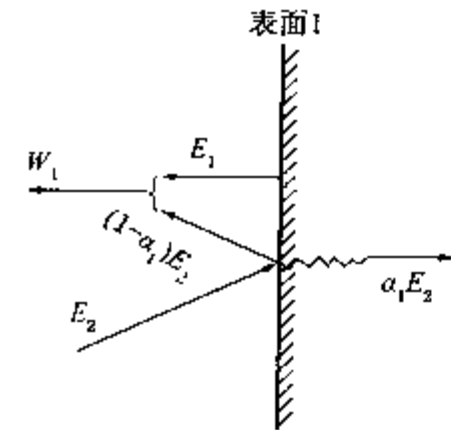
对于不同的  $\frac{S}{d_0}$  值，双排管总的角系数值计算结果如下：

$\frac{S}{d_0}$	1	1.5	2	3	4	5	10
$(\varphi_{12})_{\text{总}}$	1	0.977	0.883	0.715	0.590	0.500	0.279

从上述结果可以看出，一个辐射面对双排管总的角系数和一个辐射面，一个反射面对单排管总的角系数是相同的。

二、灰表面间的辐射换热

假定灰表面间充满透明介质。由于灰表面既能吸收辐射能量，又能反射辐射能量；而且，吸收与反射是无穷多次，情况较黑体间的辐射换热复杂得多，为了简化计算，有人提出了有效辐射的概念。



如图 7-13 所示， $E_1$  是表面 1 的辐射能力或叫做表面 1 的自身辐射。 $E_2$  叫做投入辐射，它的一部分能量  $\alpha_1 E_2$  被表面 1 吸收，叫做吸收辐射；而余下部分被表面 1 所反射，叫做反射辐射，即  $(1 - \alpha_1) E_2$  或  $\rho_1 E_2$ 。

定义：表面的自身辐射和反射辐射的总和叫做表面的有效辐射，用符号  $E_{ef}$  表示。即

$$E_{ef} = E_1 + (1 - \alpha_1) E_2 = \varepsilon_1 E_{01} + \rho_1 E_2$$

(7-47)

图 7-13 有效辐射示意图

这种有效辐射是人们能够直接感觉得到的，或是用仪器（如辐射计或光压计）可以测量出来的表面的实际辐射能量。

以任意放置的两个灰体表面 1 和 2 为例，参见图 7-8，各自的表面积分别为  $A_1$ 、 $A_2$ ，表面的温度分别为  $T_1$ 、 $T_2$  不变。

对灰体 1 作能量衡算，其单位时间、单位面积净损失的能量为自身辐射与吸收辐射之差，即

$$q_1 = Q_1/A_1 = E_1 - \alpha_1 E_2$$

将上式与式(7-47)对比可得

$$q_1 = E_{ef} - E_2 = (\varepsilon_1 E_{01} + \rho_1 E_2) - E_2 = \varepsilon_1 (E_{01} - E_2)$$

(7-48)

继而可得：

$$q_1 = \frac{\varepsilon_1}{\rho_1} (E_{01} - E_{ef})$$

(7-49)

或

$$E_{ef} = E_{01} - \left(\frac{1}{\varepsilon_1} - 1\right) q_1$$

(7-49a)

此式表达了灰体单位表面积净损失热量  $q$  与黑度  $\varepsilon$  和有效辐射  $E_{ef}$  之间的内在联系。

同理，对灰体 2 有：

$$E_{ef2} = E_{02} - \left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1\right) q_2$$

(7-49b)

一般情况下，两灰体间的热量交换  $Q_{12}$  与  $Q_1$  或  $Q_2$  的数值并不相等，但是对于处于任意相对位置的两灰体表面，如果与外界没有其他的辐射能交换，则

$$Q_{12} = Q_1 = -Q_2 \quad (7-50)$$

它们之间所交换的净辐射能为

$$Q_{12} = A_1 \varphi_{12} E_{\text{eff}1} - A_2 \varphi_{21} E_{\text{eff}2} \quad (7-51)$$

联立式(7-49)、(7-50)和(7-51)得

$$Q_{12} = \frac{A_1 \varphi_{12} (E_{01} - E_{02})}{1 + \varphi_{12} \left( \frac{1}{\varepsilon_1} - 1 \right) + \varphi_{21} \left( \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \quad (7-52)$$

$$\text{或} \quad Q_{12} = A_1 \varphi_{12} \varepsilon_s \sigma_0 (T_1^4 - T_2^4) \quad (7-53)$$

式中

$$\varepsilon_s = \frac{1}{1 + \varphi_{12} \left( \frac{1}{\varepsilon_1} - 1 \right) + \varphi_{21} \left( \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \quad (7-54)$$

称为系统黑度，代表了在同样的几何条件和温度等情况下，灰体间的换热量与黑体间的换热量之比。它由两物体的角系数和黑度组成。

对于某些特殊体系，上述公式还可进一步简化。

#### 1. 两块相距很近、面积足够大的平行平板间的辐射换热

由于  $\varphi_{12} = \varphi_{21} = 1$ ，则式(7-52)可以简化为

$$Q_{12} = \frac{A_1 \sigma_0 (T_1^4 - T_2^4)}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} \quad (7-55)$$

#### 2. 封闭系统内两个灰体表面间的辐射换热

图7-14为封闭系统(亦称包壳或空腔)内两个灰体表面间的辐射换热。包壳内为真空或非吸收性的透明气体。图7-14(a)为一个具有凸表面的灰体1置于封闭灰体包壳2中。图7-14(b)及(c)的灰体空腔由表面1及表面2组成，表面1为凸面或平面。在上述三种情况下，表面1所发出的有效辐射可全部到达表面2，故角系数  $\varphi_{12} = 1$ 。而表面2的有效辐射只有一部分投射到表面1上，投射的分率即角系数  $\varphi_{21}$ ，其余部分则投射到了自身表面上。

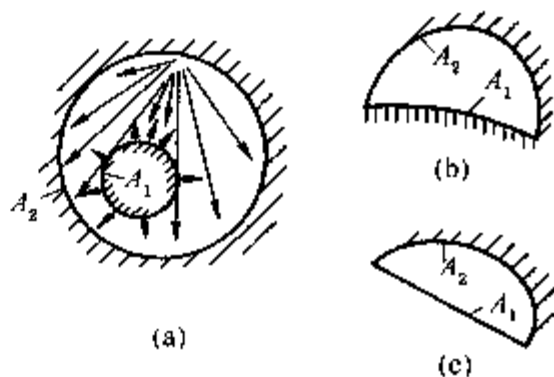


图7-14 空腔内两个灰体的辐射换热

对于由两个灰体表面构成的包壳，它们之间的辐射换热量为  $Q_{12}$ ：

$$Q_{12} = A_1 \varphi_{12} E_{\text{eff}1} - A_2 \varphi_{21} E_{\text{eff}2} \quad (7-56)$$

在图7-14(a)、(b)及(c)的情况下， $\varphi_{12} = 1$ ，故：

$$Q_{12} = A_1 E_{\text{eff}1} - A_2 \varphi_{21} E_{\text{eff}2} \quad (7-57)$$

由式(7-49a)可知：

$$A_1 E_{\text{eff}1} = A_1 E_{01} - \left( \frac{1}{\varepsilon_1} - 1 \right) Q_{12} \quad (7-58)$$

$$A_2 E_{\text{eff}2} = A_2 E_{02} - \left( \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right) Q_{21} \quad (7-59)$$

由于  $Q_{12} = -Q_{21}$ ，将式(7-58)、(7-59)代入式(7-57)，可推导出图7-14情况下两个灰体表面的辐射换热量：



$$Q_{12} = \frac{A_1(E_{01} - E_{02})}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \varphi_{21}\left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1\right)} \quad (7-60)$$

由于  $\varphi_{21} = \varphi_{12} \frac{A_1}{A_2} = \frac{A_1}{A_2}$ , 故上式成为:

$$Q_{12} = \frac{A_1 \sigma_0 (T_1^4 - T_2^4)}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{A_1}{A_2} \left( \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \quad (7-61)$$

$$\text{或} \quad Q_{12} = \varepsilon_s A_1 \sigma_0 (T_1^4 - T_2^4) \quad (7-61a)$$

上式中系统黑度

$$\varepsilon_s = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{A_1}{A_2} \left( \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \quad (7-62)$$

当  $\frac{A_1}{A_2} \approx 1$  时, 式(7-61)可简化成式(7-52)。

当  $\frac{A_1}{A_2} \approx 0$  时, 式(7-61)可简化成:

$$Q_{12} = A_1 \varepsilon_1 \sigma_0 (T_1^4 - T_2^4) \quad (7-63)$$

上式适用于大房间内的高温管道辐射散热及气体管道内热电偶的辐射误差计算等。

### 3. 封闭系统内多个灰体表面间的辐射换热

图7-15为一由多个灰体内表面构成的封闭系统, 各表面的面积分别为  $A_1, A_2 \cdots A_n$ ; 温度分别为  $T_1, T_2 \cdots T_n$ , 表面  $i$  的有效辐射  $E_{\text{efi}}$  为其自身辐射  $\varepsilon_i E_{0i}$  及反射辐射  $\rho_i E_{\text{tri}}$  之和:

$$E_{\text{efi}} = \varepsilon_i E_{0i} + \rho_i E_{\text{tri}} \quad (7-64)$$

式中  $E_{\text{tri}}$  为对表面  $i$  的所有投射辐射能。每个表面  $A_j$  发射的有效辐射为  $A_j E_{\text{efj}}$ , 其中投射到表面  $i$  的能量为  $A_j \varphi_{ji} E_{\text{efj}}$ , 故对表面  $i$

的投身辐射总计为:

$$A_i E_{\text{tri}} = A_1 \varphi_{1i} E_{\text{ef1}} + A_2 \varphi_{2i} E_{\text{ef2}} + \cdots + A_n \varphi_{ni} E_{\text{efn}} \quad (7-65)$$

由于  
故

$$A_i E_{\text{tri}} = A_i \varphi_{i1} E_{\text{ef1}} + A_i \varphi_{i2} E_{\text{ef2}} + \cdots + A_i \varphi_{in} E_{\text{efn}}$$

即

$$\begin{aligned} E_{\text{tri}} &= \varphi_{i1} E_{\text{ef1}} + \varphi_{i2} E_{\text{ef2}} + \cdots + \varphi_{in} E_{\text{efn}} \\ &= \sum_{j=1}^n \varphi_{ij} E_{\text{efj}} \end{aligned} \quad (7-66)$$

将式(7-66)代入式(7-64), 得

$$E_{\text{ef},i} = \varepsilon_i E_{0i} + \rho_i \left( \sum_{j=1}^n \varphi_{ij} E_{\text{efj}} \right) \quad (7-67)$$

上式  $i=1, 2, \cdots, n$ 。

对每个灰体表面都可以写出一个式(7-67), 对  $n$  个表面就有  $n$  个式(7-67), 可构成一个线性方程组。如果  $T_1, T_2, \cdots, T_n$  为已知, 则  $E_{01}, E_{02}, \cdots, E_{0n}$  可求。如果  $\varepsilon_1, \varepsilon_2, \cdots, \varepsilon_n$

和  $\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$  为已知,  $\varphi_{ij}$  根据已知的几何形状从图表可以查得, 或利用角系数的基本特性算出, 就可以利用  $n$  个式(7-67)构成的方程组求解  $n$  个表面的  $E_{\text{ef}1}, E_{\text{ef}2}, \dots, E_{\text{ef}n}$ 。参照式(7-49)可得到表面  $i$  与周围物体表面  $s$  的净辐射换热量:

$$q_{is} = \frac{E_{0i} - E_{\text{ef}i}}{\frac{1}{\varepsilon_i} - 1} = \frac{\varepsilon_i(E_{0i} - E_{\text{ef}i})}{1 - \varepsilon_i} = \frac{\varepsilon_i(E_{0i} - E_{\text{ef}i})}{\rho_i} \quad (7-68)$$

或

$$Q_{is} = \frac{\varepsilon_i(E_{0i} - E_{\text{ef}i})A_i}{\rho_i} \quad (7-69)$$

**【例7-3】** 用裸露热电偶测得管道内高温气体温度  $T_1 = 923\text{K}$ 。已知管壁温度为  $440^\circ\text{C}$ , 热电偶表面的黑度  $\varepsilon_1 = 0.3$ , 高温气体对热电偶表面的对流传热系数  $\alpha = 50\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ 。试求管内气体的真实温度  $T_g$  及热电偶的测温误差。

如采用单层遮热罩抽气式热电偶(图7-16), 热电偶的指示温度为多少? 假设由于抽气的原因气体对热电偶的对流传热系数增至  $90\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$ , 遮热罩表面的黑度  $\varepsilon_2 = 0.3$ 。

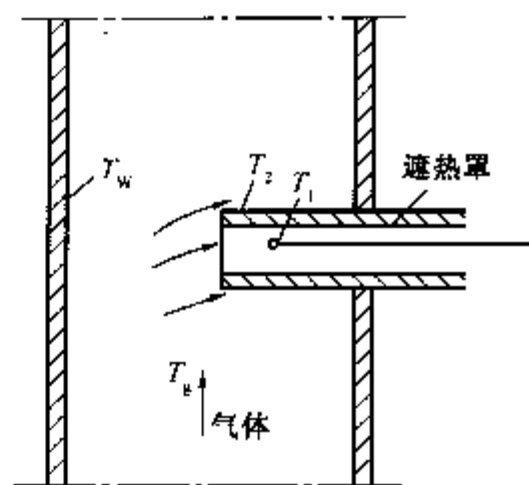


图7-16 例7-3附图

**解:** (1) 由于热电偶工作点具有凸表面, 其表面积相

对于管壁面积很小, 即  $\frac{A_1}{A_2} \approx 0$ 。因此, 它们之间的辐射传热可按式(7-63)计算。在定态条件下, 热电偶的辐射散热和对流受热应相等

$$q = \alpha_1(T_g - T_1) = \varepsilon_1\sigma_0[T_1^4 - T_2^4]$$

于是

$$\begin{aligned} T_g &= T_1 + \frac{\varepsilon_1\sigma_0}{\alpha_1}[T_1^4 - T_2^4] \\ &= 923 + \frac{0.3 \times 5.67 \times 10^{-8}}{50} \times [923^4 - 713^4] \\ &= 1082\text{K} \end{aligned}$$

测温的绝对误差为  $159\text{K}$ , 相对误差为  $14.7\%$ 。这样大的测量误差显然是不能允许的。

(2) 设遮热罩表面温度为  $T_2$ , 气体以对流方式传给遮热罩内外表面的传热速率为:

$$q_1 = 2\alpha_2(T_g - T_2) = 2 \times 90 \times (1082 - T_2)$$

遮热罩对管壁的散热速率:

$$q_2 = 0.3 \times 5.67 \times 10^{-8} \times [T_2^4 - 713^4]$$

定态时  $q_1 = q_2$ , 联立上面两式可求出遮热罩壁温  $T_2 = 1009\text{K}$ 。

气体对热电偶的对流传热速率:

$$q_3 = \alpha_2(T_g - T_1) = 90 \times (1082 - T_1)$$

热电偶对遮热罩的辐射散热速率:

$$q_4 = 0.3 \times 5.67 \times 10^{-8} \times [T_1^4 - 1009^4]$$

由  $q_3 = q_4$ , 可求得热电偶的指示温度  $T_1 = 1049\text{K}$ , 此时测温误差为  $33\text{K}$ , 相对误差为

3.0%。可见采用遮热罩抽气式热电偶可使测温精度大为提高。

### 三、气体与包壳间的辐射换热

设气体温度为  $T_g$ ，是吸收性介质。由于气体充满包壳，故气体与包壳之间的角系数等于 1。下面分两种情况：

(1) 包壳为一黑体。壁温为  $T_w$ ，则气体与包壳间的辐射换热量  $q_{gw}$  等于气体的自身辐射  $\varepsilon_g E_{0g}$  减去气体吸收的投射辐射  $\alpha_g E_{0w}$ ，即式(7-48)。

$$\begin{aligned} q_{gw} &= \varepsilon_g E_{0g} - \alpha_g E_{0w} \\ &= 5.67 \times \left[ \varepsilon_g \left( \frac{T_g}{100} \right)^4 - \alpha_g \left( \frac{T_w}{100} \right)^4 \right] \end{aligned} \quad (7-70)$$

式中  $\varepsilon_g$ ， $\alpha_g$  分别为气体的黑度和吸收率，当  $T_g \neq T_w$  时， $\varepsilon_g \neq \alpha_g$ 。

(2) 包壳为一灰体。包壳的黑度为  $\varepsilon_w$ ，温度为  $T_w$  时，由于包壳表面不能全部吸收投射来的辐射能，而是部分反射，又经气体吸收一部分，一部分又透过气体到达包壳，如此不断进行。无论如何，其换热结果应比气体与黑体包壳间的换热量小。经验证明，当  $\varepsilon_w > 0.8$  时，将式(7-70)的右端乘上一个修正系数  $\frac{1+\varepsilon_w}{2}$  是合适的，即气体与一个灰体包壳间的辐射换热量为

$$q_{gw} = 5.67 \times \frac{1+\varepsilon_w}{2} \left[ \varepsilon_g \left( \frac{T_g}{100} \right)^4 - \alpha_g \left( \frac{T_w}{100} \right)^4 \right] \quad (7-71)$$

式中  $q_{gw}$  的单位为  $W/m^2$ 。有时为了计算方便，将上述辐射换热公式改写成与对流换热公式相似的形式，假设

$$q_{gw} = h_{gw} (T_g - T_w) \quad (7-72)$$

式中  $h_{gw}$ ——气体对包壳的辐射系数， $W/(m^2 \cdot K)$ 。故

$$h_{gw} = \frac{5.67 \times \frac{1+\varepsilon_w}{2} \left[ \varepsilon_g \left( \frac{T_g}{100} \right)^4 - \alpha_g \left( \frac{T_w}{100} \right)^4 \right]}{T_g - T_w} \quad (7-73)$$

许多石油化工设备的外壁温度常常高于周围环境的温度，因此，热量将由壁面以对流和辐射两种形式散失。所以，设备的热损失等于对流传热和辐射传热两部分之和。由对流传热速率方程式有

$$q_c = \alpha_c (T_w - T_a)$$

式中  $\alpha_c$ ——对流传热系数， $W/(m^2 \cdot K)$ ；

$T_w$ ， $T_a$ ——壁面和环境温度，K。

由辐射传热速率方程式有

$$q_R = h_{wg} (T_w - T_a)$$

故设备总的热损失为

$$\begin{aligned} q &= q_c + q_R \\ &= (\alpha_c + h_{wg}) (T_w - T_a) \\ &= h_T (T_w - T_a) \end{aligned} \quad (7-74)$$

式中  $h_T = \alpha_c + h_{wg}$  称为对流辐射综合传热系数，单位为  $W/(m^2 \cdot K)$ 。

## 第六节 管式加热炉概述

管式加热炉是一种火力加热设备，它利用燃料在炉膛内燃烧时产生的高温火焰与烟气作为热源，加热在炉管中高速流动的介质，使其达到工艺规定的温度，以供给介质在进行分馏、裂解或反应等加工过程中所需要的热量，保证生产正常进行。与其他加热方式相比，管式加热炉的主要优点是加热温度高(可达 1273K)，传热能力大和便于操作管理。近 60 多年来，管式炉的发展很快，已成为近代石化工业中必不可少的工艺设备之一，在生产和建设中具有十分重要的地位。例如，一个年处理量为 2.5Mt 原油的常减压蒸馏装置，虽所用加热炉的座数不多，但其提供的总热量却达 70MW，如果炉子加热能力不够，就会限制整个装置处理能力的提高，甚至无法完成预定的任务。

管式炉中消耗的燃料量相当可观。一般加工深度较浅的炼厂，约占其处理原油能力的 3%~6%，中等深度的占 4%~8%，较深的为 8%~15%，其费用约占操作费用的 60%~70%。因此，炉子热效率的高低与节约燃料、降低成本有极密切的关系。

此外，管式炉炉管结焦、炉管烧穿、炉衬烧塌等事故，也常是迫使装置停工检修的重要原因。

在生产中，希望生产装置能达到高处理量、高质量、高效率和低消耗以及长周期安全运转，大量实践表明，管式炉的操作往往是关键之一。

管式炉的基建投资费用，一般约占炼油装置总投资的 10%~20%，总设备费用的 30% 左右。在重整制氢和裂解等石油化工装置中则占建设费用的 25% 左右。因此，加热炉设计选型的好坏还直接影响装置经济的合理性。

### 一、管式加热炉的分类和主要工艺指标

管式炉的类型很多。如按用途分有纯加热炉和加热-反应炉。前者如常压炉、减压炉，原料在炉内只起到加热(包括汽化)的作用；后者如裂解炉、焦化炉，原料在炉内不仅被加热，同时还应保证有一定的停留时间进行裂解或焦化反应。按炉内进行传热的主要方式分类，管式炉有纯对流式、辐射-对流式和辐射式。按燃烧方式分类则有火炬式和无焰燃烧式。根据炉型结构的不同，管式炉又可分为箱式炉、立式炉和圆筒炉等。

各种不同类型的管式炉都有其本身的特性，但就炉内的传热过程而言，又有其共性。所以，反映各种管式炉传热性能的主要工艺指标也基本相同，一般主要有以下几项：

(1) 热负荷 指炉子单位时间内传给被加热物料的总热量，单位为 kJ/h 或 W。此值越大，炉子的生产能力也越大。

(2) 炉膛热强度 指单位时间内单位炉膛体积所传递的热量，单位为 kJ/(m<sup>3</sup>·h) 或 W/m<sup>3</sup>。此值越大，完成相同加热任务所需的炉子越紧凑。

(3) 炉管表面热强度 指单位时间内单位炉管表面积所传递的热量，单位为 kJ/(m<sup>2</sup>·h) 或 W/m<sup>2</sup>。此值越高，完成相同加热任务所需的传热面积越小。

(4) 全炉热效率 指炉子供给被加热物料的有效热量与燃料燃烧放出的总热量之比。此值越高，完成相同加热任务所消耗的燃料越少。

(5) 管内介质流速 (293K 冷介质流速) 和全炉压降。

各种近代管式炉总是力求在满足工艺要求和安全运转的条件下，尽力提高炉管表面热强

度，减少传热面积；提高炉膛热强度，缩小炉子体积，以节省基建投资；同时尽力提高全炉热效率，降低燃料用量，以节省操作费用。

实际上，自 1910 ~ 1911 年管式炉首次用于炼油工业以来，各种不同炉型的出现，基本上都是围绕上述目的，从不同角度(如传热方式、燃烧方式、炉管排列方式、炉型结构等)对管式炉加以改进革新。

二、管式加热炉的主要类型

(一) 箱式炉

箱式炉是一种较老的炉型，其常用结构如图 7-17 和图 7-18 所示。

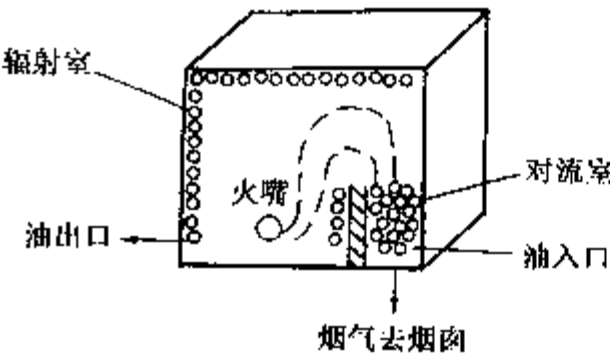


图 7-17 方箱炉

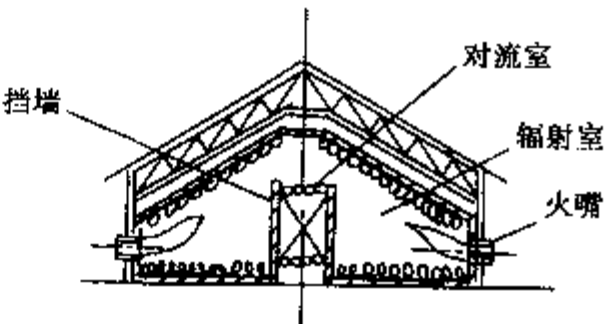


图 7-18 斜顶炉

箱式炉操作和维修比较简单，可使用低质量的燃料油。但炉管受热不均，靠近火嘴顶部的几排炉管常因局部过热而烧毁，炉管表面平均热强度较低；烟道气经对流室向下流动，阻力大，需在炉外另建烟囱；炉顶为悬挂式，结构复杂。与其他炉型相比，其主要缺点是钢材耗量多，占地面积大，造价较高。故目前箱式炉除国内一些较老的工厂和输油泵站仍有应用外，新建炼厂装置中已很少采用。斜顶炉因比箱式炉减少了死角，炉管表面平均热强度略有提高，至今在中、小化工厂中还有采用。

(二) 立式炉

图 7-19 是卧(横)管立式炉的结构示意图。炉体呈长方形，炉子分上、中、下三部分。下部为辐射室即炉膛，室内沿炉墙两侧水平方向排列(横卧)着辐射管，底部装有燃烧器(火嘴)；中部为对流室，内有对流管管束；上部是钢质的烟囱，内有烟道挡板，用以调节烟囱抽力，保证燃料正常燃烧。

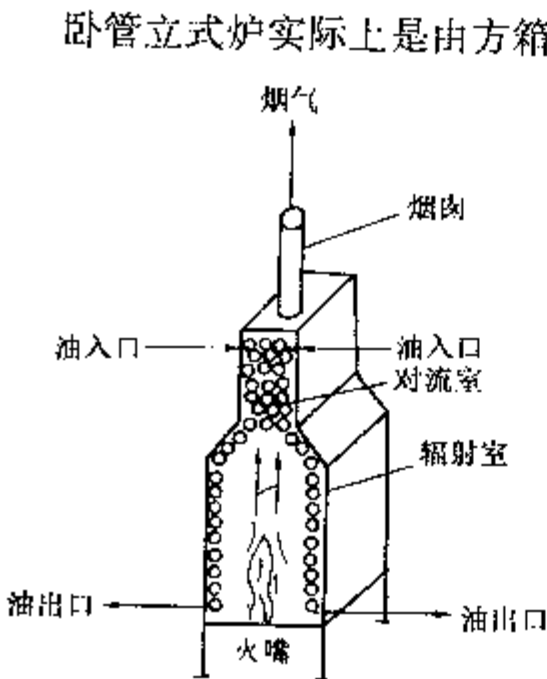


图 7-19 卧管立式炉

卧管立式炉实际上是由方箱炉发展改进而来的。它的主要改进是：①火焰垂直向上，与烟气流动方向相同，并连成片状燃烧，传热比较均匀。②烟气向下流动的对流室改为向上抽风式，阻力损失小，大大降低了烟囱高度，且无需在炉体外另行建设。③取消炉顶吊挂，使结构简化，造价降低。

图 7-20 是一种改良了的卧管立式炉，称双室立式炉或 UOP 型炉。其特点是炉膛中部增设一道火墙，火焰贴墙而上。由于中间火墙能起到辐射面的作用，并避免两排火嘴的火焰互相干扰，故传热情况比其他类型的立式炉要好。

除卧管立式炉外，近年来，国内设计并广泛采用了一种新型的立管立式炉(见图 7-21)。这是国外 20 世纪

60 年代开始出现的一种炉型，炉内辐射管由水平安放改为垂直安放。这样，不但炉管支承可以用自由悬挂式，顶部吊架放到炉膛外部，节省了大量合金钢材，而且便于提高炉子的生产能力。一般负荷大于 29MW 的加热炉，多选用此种炉型。目前国外最大的带独立对流室的立管立式炉(BIPM 型)如图 7-22 所示。其单台炉子的热负荷已达 58MW。如采用空气预热器或废热锅炉回收余热，全炉热效率可达 88%。国内“重炉-102”的单台热负荷在 47MW 以上，在年加工 2.5Mt 原油炼厂的常压炉上采用较多。

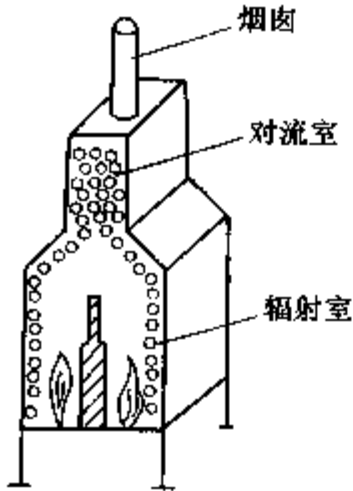


图 7-20 双室立式炉

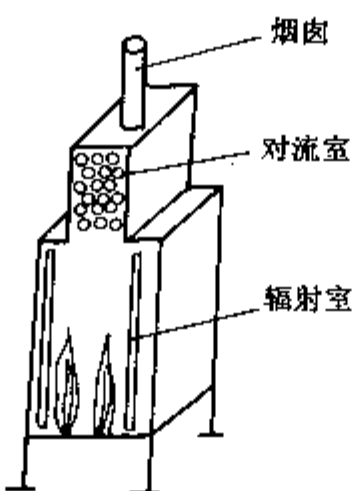


图 7-21 立管立式炉

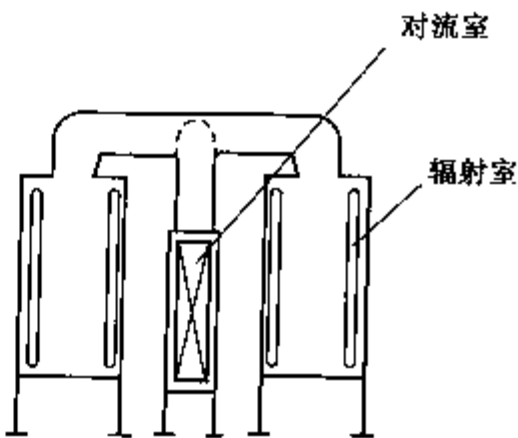


图 7-22 BIPM 型炉

图 7-23 所示的双阶梯炉实际上是一种大型的立管立式炉，只不过将侧面炉墙作成 2~3 个台阶，用扁平火嘴喷出的火焰直接加热炉墙，赤热的炉墙再向炉管辐射传热，使炉管受热更加均匀。但炉子结构比较复杂，多用于高温加热的裂解炉和焦化炉等。

无焰燃烧炉(参看图 7-24)也是一种立式炉。它的主要特点是将无焰火嘴沿炉膛侧墙均匀分布，形成无焰燃烧，因此炉子不但传热均匀，而且炉管表面热强度大(比一般老式炉高 75%~100%)。但火嘴与炉墙结构复杂，造价较高，又只能使用气体燃料，一般用于操作条件苛刻、油品容易结焦、对热分布均匀性要求较高的焦化炉、裂解炉和高温制氢炉等。

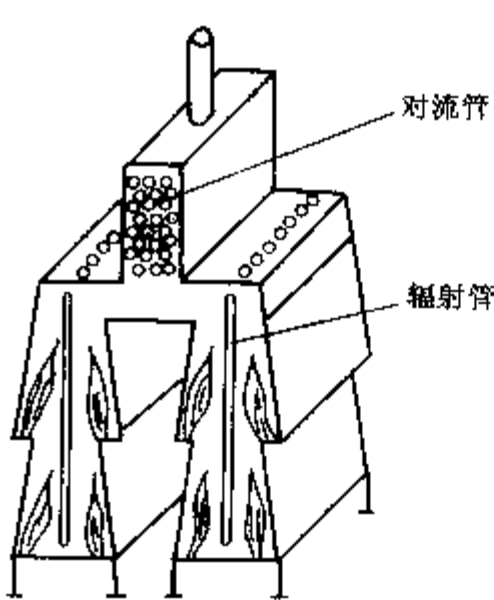


图 7-23 双阶梯炉

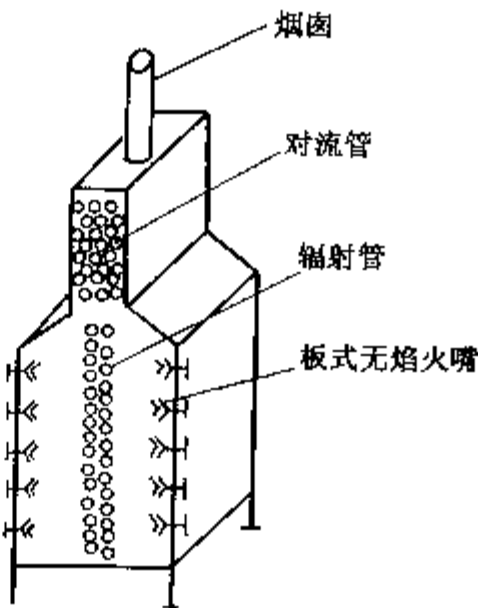


图 7-24 无焰燃烧炉

### (三) 圆筒炉

圆筒炉是目前炼油厂使用较多的炉型，其基本形状(空心圆筒炉)如图 7-25 所示。炉子分上、中、下三部分。下部为圆筒形辐射室，辐射管沿炉膛周围立式排列，底部装有一圈上烧式燃烧器；中部是方形对流室，对流室也可采用钉头管或翅片管；顶部是烟囱，内有烟



道挡板以调节空气量。

圆筒炉的主要优点是结构简单紧凑，占地面积小，金属耗量(特别是耐高温铬镍合金钢)少和便于建造、维修。但因炉管沿长度受热不均，炉管表面热强度不高，又因受炉体直径的限制，对流室较小，热效率低。故一般多用于热负荷小于 29MW 的中小型加热炉。

为了改善炉管沿长度受热的不均匀性，国外开始采用分层加热的圆筒炉，即把燃烧器布置在几个高度进行分层燃烧，这样不但可以提高辐射管的炉管表面热强度，而且加大了高径比，使炉子的热负荷与热效率均有所提高。

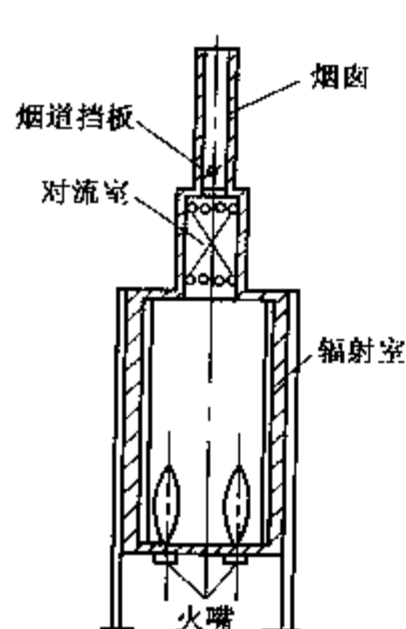


图 7-25 空心圆筒炉

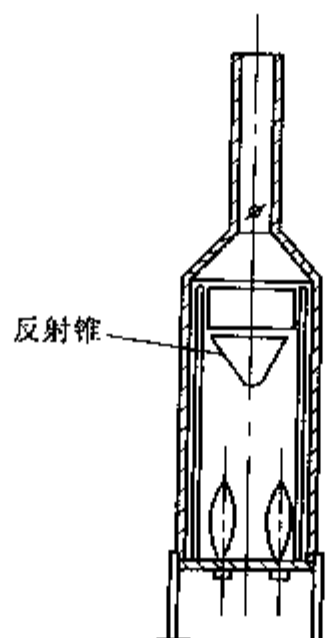


图 7-26 带反射锥的圆筒炉

图 7-26 是一种辐射室带反射锥体的圆筒炉，顶部的反射锥大大增加了炉膛内的反射面积，改善了炉管沿长度的受热均匀性。但辐射锥需用高铬镍合金钢制造，材质较贵(一般约占炉子设备费的 15%)，炉子造价较高。

还有的圆筒炉，对流室不设置在顶部而设在辐射室旁边，单独建造烟囱，并采用强制通风，这样可以加大对流室和增加废热回收装置，提高炉子的热效率。

## 第七节 燃料的燃烧

管式加热炉内的基本过程就是利用燃料燃烧所放出的热量，来加热在炉管内高速流动的介质。因此，从传热角度看，炉内供热一方，即热源，显然是燃料燃烧时产生的炽热火焰与高温烟气。而要了解并掌握加热炉内供热与吸热双方之间热量传递的基本规律，也应从研究燃料的燃烧开始。

### 一、燃料的种类、组成及发热值

炼油厂管式炉所用的燃料有液体燃料(燃料油)和气体燃料(瓦斯)两种。

液体燃料的来源十分广泛，大都是炼油厂或石油化工厂自产的重质油如常压重油、减压渣油、裂化渣油等。

气体燃料的来源比较复杂，有催化干气、焦化干气、不凝缩气、液态烃等。

附录 30 中列举了我国炼油厂几种常用燃料油的性质。

附录 31 中列举的是国内炼油厂常用燃料气的重要性质。

燃料最重要的特性是它的元素组成和发热值。

#### (一) 燃料的元素组成

燃料油的元素组成通常用油中所含的碳(C)、氢(H)、氧(O)、氮(N)、水分(W)和灰分(A)的质量分数来表示。其中主要是碳和氢。氧、氮和灰分的含量很少，往往可以忽略不计。元素组成的数据可用元素分析法直接测定，在无实测数据时，也可用下列经验公式估算



碳和氢的含量。

$$H = 26 - 15d_4^{20} \quad (7-75)$$

$$C = 100 - (H + S) \quad (7-76)$$

式中,  $C$ 、 $H$ 、 $S$  分别为燃料油中碳、氢、硫的质量分数, 如碳含量为 86%, 则  $C = 86$ ;  $d_4^{20}$  为燃料油的相对密度(20℃)。

气体燃料的组成则用各组分的体积百分数表示。

## (二) 燃料的发热值

燃料油的发热值是指 1kg 燃料完全燃烧时所放出的热量, 其单位为 kJ/kg。有低发热值和高发热值两种。燃料的低发热值是燃料燃烧后生成之水呈蒸气状态时所放出的热量。高发热值是燃料燃烧后生成之水为液态时所放出的热量。两者之差值即等于燃烧产物中水的汽化潜热。因为实际在加热炉中, 燃烧后生成的水总是以蒸汽状态存在的, 故今后在计算中总是用低发热值。

一般燃料油的密度越小, 发热值越高。发热值的数据也可用实验方法测定, 或根据燃料油的组成(质量分数)按如下公式计算。

$$Q_h = 339C + 1256H + 109(S - O) \quad (7-77)$$

$$Q_l = 339C + 1030H + 109(S - O) - 25W \quad (7-78)$$

式中  $Q_h$ ——燃料油的高发热值(亦称多热值), kJ/kg;

$Q_l$ ——燃料油的低发热值(亦称低热值), kJ/kg。

气体燃料的发热值常用一标准立方米(指 273K,  $1.013 \times 10^5$  Pa 时)燃料完全燃烧时所放出的热量来表示, 单位为 kJ/Nm<sup>3</sup>。可由其组成和各组分的发热值决定。

高发热值:

$$Q_h = \sum q_{hi} \cdot y_i \quad (7-79)$$

低发热值:

$$Q_l = \sum q_{li} \cdot y_i \quad (7-80)$$

式中  $y_i$ ——气体燃料中  $i$  组分的体积分数;

$q_{hi}$ ,  $q_{li}$ —— $i$  组分的高发热值和低发热值, kJ/Nm<sup>3</sup>。可查附录。

此外, 文献[9]中还介绍了适用于电子计算机计算燃料发热值的公式。

## 二、理论空气用量与过剩空气系数

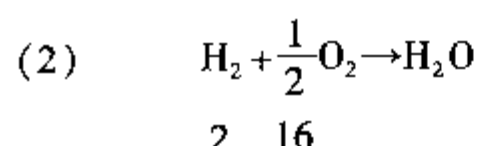
因为燃料燃烧过程实质上就是燃料中可燃成分碳、氢、硫元素与空气中的氧发生化学反应, 产生二氧化碳、水和二氧化硫并放出热量的过程。所以, 要保证燃料完全燃烧, 必须在操作中供给加热炉以足够的空气量。

液体燃料完全燃烧时所需的理论空气用量, 可根据下列化学反应方程式求得。

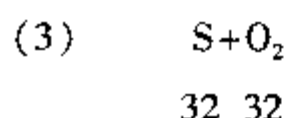


$$12 \quad 32$$

即燃烧 1kg 碳需用氧  $\frac{32}{12} = 2.67$ kg



即燃烧 1kg 氢需用氧  $\frac{16}{2} = 8\text{kg}$



即燃烧 1kg 硫需用氧  $\frac{32}{32} = 1\text{kg}$

因为燃料中本身含有的氧也参加了反应，所以由空气供给之理论用氧量为：

$$0.0267C + 0.08H + 0.01S - 0.01O \text{ kgO/kg 燃料} \quad (7-81)$$

其中  $C$ 、 $H$ 、 $S$ 、 $O$  分别为碳、氢、硫、氧各元素在燃料油中的质量分数。

空气中氧气的质量含量大约是 23%，故燃烧每 kg 液体燃料需要的理论空气量为：

$$\begin{aligned} L_0 &= \frac{1}{0.23} (0.0267C + 0.08H + 0.01S - 0.01O) \\ &= 0.116C + 0.348H + 0.0435(S - O) \text{ kg 空气/kg 燃料} \end{aligned} \quad (7-82)$$

对于气体燃料完全燃烧时所需的理论空气量，应按下式计算：

$$\begin{aligned} V_0 &= \frac{1}{0.21} \left[ 0.5y_{\text{H}_2} + 0.5y_{\text{CO}} + \sum \left( m + \frac{n}{4} \right) y_{\text{C}_m\text{H}_n} + \right. \\ &\quad \left. 1.5y_{\text{H}_2\text{S}} - y_{\text{O}_2} \right] \text{ Nm}^3 \text{ 空气/Nm}^3 \text{ 燃料} \end{aligned} \quad (7-83)$$

式中 0.21 是氧在空气中所占的体积分数。 $y_{\text{H}_2}$ 、 $y_{\text{CO}}$ 、 $y_{\text{C}_m\text{H}_n}$ 、 $y_{\text{H}_2\text{S}}$ 、 $y_{\text{O}_2}$  是各组分在燃料中的体积分数。

由于炉子在实际操作中，空气与燃料的混合总不能非常完善，所以要使燃料完全燃烧，必须供给比理论空气量多的空气。管式炉中实际入炉空气量与理论空气量之比叫做过剩空气系数，通常以  $\alpha$  表示，即

$$\alpha = \frac{L}{L_0} = \frac{V}{V_0} \quad (7-84)$$

此处  $L$  和  $V$  分别为质量的和体积的实际空气量。

由式(7-84)可得：

$$L = \alpha L_0 \text{ kg 空气/kg 燃料} \quad (7-85)$$

$$V = \alpha V_0 \text{ Nm}^3 \text{ 空气/Nm}^3 \text{ 燃料} \quad (7-86)$$

过剩空气系数是影响管式炉性能，特别是全炉热效率的一项重要指标。过剩空气系数太小，空气量供应不足，燃料不能充分燃烧，炉子热效率降低；过剩空气系数太大，入炉空气量过多，相对降低了炉膛温度和烟气的黑度，影响传热效果。同时也增加了排出的烟气量，使烟气从烟囱带走的热损失增加，全炉热效率降低（一般过剩空气系数每增加 0.1，管式炉的热效率降低 1.5% 左右）。此外，过多的空气还会使烟气中含氧量增高，加剧了炉管表面的氧化脱皮而缩短管子的使用寿命。所以，在保证燃料完全燃烧的前提下，应尽力降低加热

炉的过剩空气系数。

影响过剩空气系数的主要因素一般有以下几个方面：

(1) 燃料性质 气体燃料易与空气混合均匀，过剩空气系数较小(1.1 ~ 1.2)；液体燃料不易与空气混合，过剩空气系数则较高(1.2 ~ 1.3)。所以，当管式炉使用液体燃料时，必须尽力提高燃料的雾化效果，保证燃料与空气充分混合，以降低过剩空气系数。

(2) 燃烧器的性能 燃烧器的类型与性能不同，其过剩空气系数也不同。目前国内使用的自然引风式烧油的喷嘴， $\alpha$  应在 1.2 ~ 1.4 之间，国外大能量燃烧器的  $\alpha$  约为 1.1 ~ 1.15；新型平行气流燃烧器的  $\alpha$  则可降至 1.05 以下(1.025)，从而为应用低过剩空气燃烧的新技术创造了有利条件。所以，大力改进燃烧器的性能，研制和使用各种高效燃烧器是降低过剩空气系数的关键。

(3) 炉体密封性 当加热炉在负压下操作时，如果炉体密封不好，空气就被大量吸入，造成  $\alpha$  激增，操作难于控制。因此必须重视封堵漏缝，防止空气漏入。近代加热炉中有的已改用微正压操作，则不存在空气的漏入。

(4) 加热炉的测控水平 因为过剩空气量是加热炉操作中的一个可控变量，故有无完善的测控系统对  $\alpha$  的调节影响很大。国外最近发展了一种燃烧过程专用计算机最佳控制器，用于加热炉后，可以自动调节燃料与空气的比例，使燃烧过程达到最佳化。不但能节约燃料约 5%，还可使大气污染减到最低程度。国内目前尚未推广电子计算机控制，但可配置必要而简单的检测仪表如烟气的含氧分析仪或炉膛负压检测仪等，使操作人员能随时根据分析结果来调节风量，严格控制过剩空气系数。

此外，不断提高司炉人员的技术水平与操作水平也很重要。

在加热炉实际操作中，利用烟道气分析结果计算过剩空气系数的公式可推导如下：

$$\alpha = \frac{L}{L_0}$$

即

$$\alpha = \frac{\frac{y_{N_2}}{79}}{\frac{y_{N_2}}{79} - \frac{y_{O_2}}{21}} = \frac{21}{21 - 79 \times \frac{y_{O_2}}{y_{N_2}}}$$

而

$$y_{N_2} = 100 - y_{CO_2} - y_{O_2}$$

所以

$$\alpha = \frac{100 - y_{CO_2} - y_{O_2}}{100 - y_{CO_2} - 4.76y_{O_2}} \quad (7-87)$$

式中  $y_{CO_2}$ ,  $y_{N_2}$ ,  $y_{O_2}$ ——二氧化碳、氮、氧在烟气中的体积分数。

### 三、全炉热效率及燃料用量

管式炉的全炉热效率是被加热物料吸收的有效热量(即热负荷)与燃料燃烧时放出的总热量之比，通常用  $\eta$  表示。它是衡量管式炉燃料消耗的重要指标，与节约能源，降低成本有密切的关系。 $\eta$  值的确定与加热炉的热平衡有关。

热衡算的基本原则是：进入系统的热量等于离开系统的热量。即：

$$\text{输入热量} = \text{输出热量}$$

或

$$Q_B = Q_E + Q_S \quad (7-88)$$

式中  $Q_B$ ——供给热量, kJ/h;  
 $Q_E$ ——有效热量, kJ/h;  
 $Q_S$ ——损失热量(应包括炉子散热损失及烟气带走的热量), kJ/h。  
因此, 根据热效率的定义, 有下列两种表示形式:

$$\eta = \frac{Q_E}{Q_B} \times 100 \text{ (正平衡)} \tag{7-89}$$

$$\eta = \left(1 - \frac{Q_S}{Q_B}\right) \times 100 \text{ (反平衡)} \tag{7-90}$$

以图 7-27 加热炉为例, 其热衡算为:

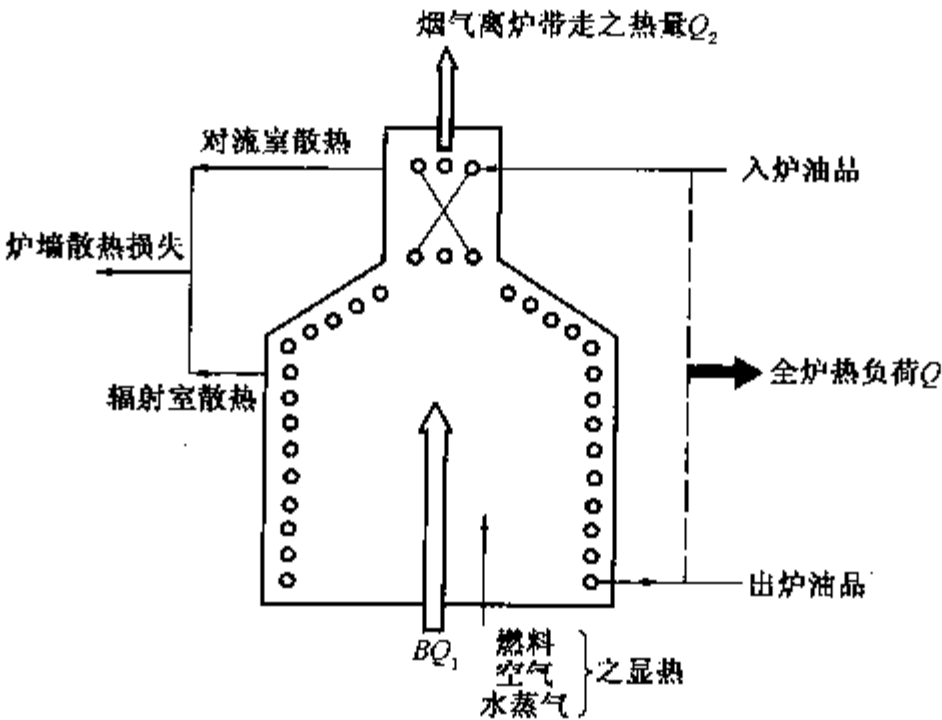


图 7-27 全炉热衡算简图

入炉热量包括:  
燃料燃烧放出之热量  $BQ_1$ , kJ/h。此处  $B$  为燃料用量, kg/h;  $Q_1$  为燃料的低发热值, kJ/kg 燃料。  
燃料、空气、雾化剂带入之显热, 与上述热量相比, 一般此项数值很小, 可忽略不计。  
出炉热量包括:  
被加热物料吸收的有效热量, 即管式炉的全炉热负荷  $Q$ , kJ/h; 烟气离开炉子(指离开对流室)时带走的热量  $Q_2$ , kJ/h; 炉子的散热损失  $Q_L$ , kJ/h。

因为 入炉热量 = 出炉热量

所以 
$$BQ_1 = Q + Q_2 + Q_L \tag{7-91}$$

为简便起见, 工程上常以 1kg 燃料为基准, 列热衡算方程式得:

$$Q_1 = \frac{Q}{B} + \frac{Q_2}{B} + \frac{Q_L}{B} = \frac{Q}{B} + q_2 + q_L \tag{7-92}$$

按热效率定义(正平衡), 则

$$\eta = \frac{\text{被加热物料吸收的有效热量}}{\text{燃料燃烧放出之热量}}$$

即

$$\eta = \frac{Q}{BQ_1} \tag{7-93}$$

故将式(7-92)左右两边分别除以  $Q_1$ ，再经整理后可得：

$$\eta = 1 - \frac{q_2}{Q_1} - \frac{q_L}{Q_1} \tag{7-94}$$

式中  $\frac{q_2}{Q_1}$ ——可根据过剩空气系数  $\alpha$  和烟气出对流室温度  $t_2$ ，由图 7-28 查出。

$\frac{q_L}{Q_1}$ ——一般变化不大，对立式炉和圆筒炉约为 0.02 ~ 0.05，其中辐射室之热损失为 0.01 ~ 0.03、对流室为 0.01 ~ 0.02。

如果燃烧用空气经过预热，则入炉的热量还应包括空气、雾化水蒸气和燃料入炉时所带  
入的显热，此时炉子的热效率为：

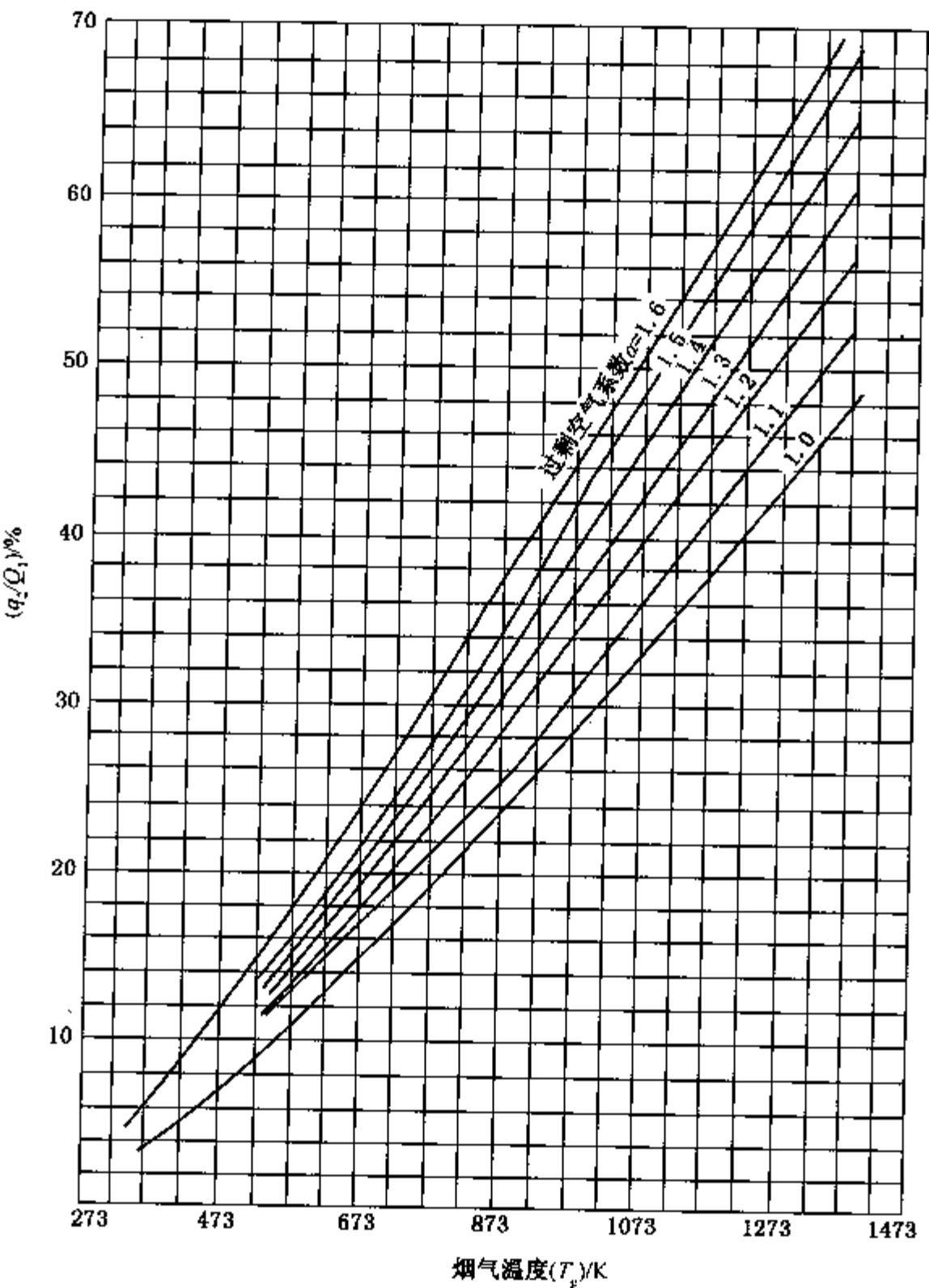


图 7-28 烟气带走热量损失图

$$\eta = 1 - \frac{q_2}{Q_1 + LH_a + WH_w + H_F} - \frac{q_L}{Q_1 + LH_a + WH_w + H_F} \quad (7-95)$$

式中  $L$ ——空气用量, kg/kg 燃料;

$W$ ——雾化蒸汽用量, kg/kg 燃料;

$H_a, H_w, H_F$ ——空气、水蒸气、燃料在入炉温度下的热焓, kJ/kg。

纯组分气体的热焓, 可以用以下多项式<sup>[10]</sup>求取:

$$H_i = A_i + B_i T + C_i T^2 + D_i T^3 + E_i T^4 + F_i T^5, \text{kJ/kg} \quad (7-96)$$

式中  $T$ ——气体的温度, K;

$A_i, B_i, C_i, D_i, E_i, F_i$ ——气体组分  $i$  的多项式焓系数, 可查附录 32。

特别应指出的是: 式(7-96)是以  $T=0\text{K}$  为基准的, 而工程运算中常以  $T=273.16\text{K}$  为基准, 即在  $273.16\text{K}$  时, 各组分的热焓值为零。

烟气出对流室带走的热量  $q_2$ , 也可以由烟气在  $T_2$  温度下的热焓求得。因为烟气的组成, 一般可以认为只含  $\text{O}_2$ 、 $\text{N}_2$ 、 $\text{CO}_2$ 、 $\text{H}_2\text{O}$  四种组分, 故

$$\begin{aligned} q_2 = & \sum_{i=1}^4 B_i y_i (T - 273.16) + \sum_{i=1}^4 C_i y_i (T^2 - 273.16^2) + \\ & \sum_{i=1}^4 D_i y_i (T^3 - 273.16^3) + \sum_{i=1}^4 E_i y_i (T^4 - 273.16^4) + \\ & \sum_{i=1}^4 F_i y_i (T^5 - 273.16^5) \end{aligned} \quad (7-97)$$

式中  $y_i$ ——为 1kg 燃料产生的烟气中所含  $i$  组分的质量, kg/kg 燃料。

由式(7-94)可以看出, 在保证燃料完全燃烧和炉墙保温正常的情况下, 加热炉效率的高低, 关键取决于排出烟气的状况。

显然, 排出烟量(与过剩空气系数  $\alpha$  有关)越少, 排出温度越低, 则烟气带走的热量损失越小[式(7-94)中的  $\frac{q_2}{Q_1}$  项越小], 炉子的热效率越高。但烟气出口温度不能任意降低, 因为它不仅受到原料入炉温度的限制, 而且由于烟气中硫化物的腐蚀作用, 烟气排出温度还必须高于烟气的露点温度。从传热的角度, 因为要保证对流室的传热平均温差不致太小, 排烟温度与原料进炉温度之间也必须保持适当的温差。一般推荐为  $373 \sim 423\text{K}$ 。可见, 油品入炉温度的高低对全炉热效率有很大影响, 参看表 7-4。

表 7-4 全炉热效率与原料进炉温度的关系

原料油进炉温度/K	全炉热效率/%
433 ~ 473	70 ~ 80
553 ~ 573	65 ~ 72
613 ~ 653	55 ~ 60

表 7-4 中的数据说明, 如果希望原料在换热系统中回收的热量越多, 即原料入炉温度越高, 相应的烟气出口温度也越高, 则炉子的热效率就要下降。因此, 应该通过综合的技术经济比较, 来选择一个合适的原料入炉温度。通常, 这个温度在  $473 \sim 523\text{K}$  之间, 即烟气排出温度在  $673\text{K}$  以下较为合理。实际上, 有些加热炉由于

受到工艺条件的限制, 排烟温度超过了  $673\text{K}$  (如减压炉的入炉油温为  $593 \sim 613\text{K}$ ), 这时, 就要考虑在对流室和烟囱之间装设空气预热器来回收烟气余热。这样不但能提高效率, 节约燃料(一般  $\eta$  可提高  $10\% \sim 15\%$ ,  $B$  可节约  $10\% \sim 25\%$ ), 而且空气经预热后, 燃烧时能降低噪音, 减少燃油火嘴的结焦现象。

当加热炉排烟温度  $> 773\text{K}$  时, 可考虑装设废热锅炉, 利用烟气余热产生蒸汽以提高炉子的热效率。

目前国内炼油厂的加热炉大多已使用空气预热器, 当采用固定管束式, 燃料中含硫较多时, 易于发生烟气露点腐蚀。当空气预热器的管壁温度低于烟气露点温度时, 烟气中的水蒸气在金属壁上冷凝, 并吸收烟气中的二氧化硫生成亚硫酸, 对管壁有腐蚀作用; 而烟气中由三氧化硫与水蒸气结合生成的硫酸, 在低于露点温度的金属表面上也会冷凝, 产生低温硫酸腐蚀, 此现象即所谓的烟气露点腐蚀。当使用回转蓄热式空气预热器时, 它的特点是体积小、效率高, 不过制造复杂, 造价也比较贵。

近年来, 国内外还广泛采用热管换热器回收烟气余热。热管具有热效率高、操作简单、使用寿命长等优点。

为了计算管式炉的燃料用量, 可把式(7-93)变成如下形式:

$$B = \frac{Q}{Q_1 \eta} \quad (7-98)$$

对于纯加热炉, 当对流室中无过热水蒸气管, 即炉子只用来加热油品时, 上式中的全炉热负荷  $Q$  可根据下式求定。

$$Q = m[eI_v + (1-e)I_L - I_i] \quad (7-99)$$

式中  $m$ ——被加热油品的流量,  $\text{kg/h}$ ;

$I_v$ ——出炉温度下油品的气相热焐,  $\text{kJ/kg}$ ;

$I_L$ ——出炉温度下油品的液相热焐,  $\text{kJ/kg}$ ;

$I_i$ ——入炉温度下油品的液相热焐,  $\text{kJ/kg}$ , 如果入炉油品已经气化, 则应考虑气相热焐;

$e$ ——油品出炉时的质量气化分率, %。

如对流室中有过热水蒸气管时,  $Q$  中还应包括过热水蒸气吸收的热量。

对于加热-反应炉,  $Q$  中还应计入反应热。

式(7-98)表明, 当  $Q$  和  $Q_1$  为定值时,  $\eta$  越高,  $B$  越小; 若炉子的  $B$  和  $Q_1$  一定, 则  $\eta$  值越高,  $Q$  越大。所以, 努力采取各种有效措施, 不断提高全炉热效率, 无论对新炉设计或旧炉改造来说, 都具有重要意义。目前加热炉的正常热效率在采用液体燃料时为  $80\% \sim 85\%$ , 采用气体燃料时为  $85\% \sim 90\%$ , 很少在  $80\%$  以下(20 世纪 50 年代  $\eta$  只有  $50\% \sim 60\%$ , 60 年代  $\eta$  达  $55\% \sim 75\%$ )。特别是加热炉大型化后, 烟气排出量增多, 回收烟气余热的潜力很大, 再加上能源危机引起的燃料油价格昂贵, 使提高热效率的经济效果更加显著。所以, 20 世纪 80 年代国外加热炉的效率已提高到  $90\%$  以上, 成为近代管式炉向高效能化方向发展的一个重要方面。

与国外相比, 国内加热炉虽已采取了不少改进措施, 但目前还存在着过剩空气系数高、烟气排出温度高、炉墙外壁温度高的现象, 因而实际热效率仍不高, 一般只有  $80\% \sim 85\%$ , 燃料耗量较大, 尚有待进一步改进。

#### 四、燃烧产物——烟道气的流量

烟道气的流量直接和后面将要讨论的对流室传热、烟囱内的压力降计算等内容有关, 其计算公式如下:

$$m_g = (L + 1 + 0.5)B = B(1.5 + \alpha L_0) \quad (7-100)$$



式中 0.5 为用液体燃料时的雾化蒸气量 [kg 蒸汽/kg 燃料]，如为机械雾化或用气体燃料时则不须加此项。

由此可见，当燃料组成和用量一定时，烟道气的流量只随过剩空气系数  $\alpha$  的大小而改变。

【例 7-4】 根据下列条件，为设计 - 减压圆筒炉进行燃料燃烧计算。

原料：常压渣油；

相对密度  $d_4^{20}$ ：0.9089；

处理量  $m$ ：132000kg/h；

入炉温度  $\tau_1$ ：610K；

出炉温度  $\tau_2$ ：678K；

出炉压强  $p_2$ ：40kPa；

气化率  $e$ ：24% (质量)

燃料油组成：C = 88%；H = 12%。

解：

1. 加热炉的总热负荷

由式(7-99)有

$$Q = m[eI_v + (1 - e)I_L - I_i]$$

式中： $m = 132000\text{kg/h}$

$$e = 0.24$$

原料入炉温度 610K，查热焓图得  $I_i = 854\text{kJ/kg}$

原料出炉温度 678K，查热焓图得  $I_v = 1247.7\text{kJ/kg}$ ， $I_L = 1076\text{kJ/kg}$

$$Q = 132000[0.24 \times 1247.7 + (1 - 0.24)1076 - 854]$$

$$\approx 132000 \times 263.2$$

$$= 3.47 \times 10^7 \text{kJ/h 或 } 9.65\text{MW}$$

2. 燃料燃烧计算

(1) 燃料的低发热值  $Q_1$

由式(7-78)有

$$Q_1 = 339C + 1030H + 109(S - O) - 25W$$

$$= 42.205\text{MJ/kg 燃料}$$

(2) 燃烧所需的理论空气量及实际空气量

由式(7-82)有

$$L_0 = 0.116C + 0.348H + 0.0435(S - O)$$

$$= 0.116 \times 88 + 0.348 \times 12$$

$$= 10.21 + 4.17$$

$$= 14.4\text{kg/kg 燃料}$$

对圆筒炉的过剩空气系数，可取  $\alpha = 1.3$ 。

由式(7-85)有

$$L = \alpha L_0 = 1.3 \times 14.4 = 18.7\text{kg/kg 燃料}$$

### (3) 热效率

设离开对流室的烟气温度  $T_2$  比原料入炉温度高 100K, 则

$$T_2 = 610 + 100 = 710\text{K}$$

由式(7-94)知

$$\eta = 1 - \frac{q_2}{Q_1} - \frac{q_L}{Q_1}$$

取炉墙散热损失  $\frac{q_L}{Q_1} = 0.05$ ; 并根据  $\alpha$  和  $T_2$ , 查图 7-28, 知烟气出对流室时带走的热量

$$\frac{q_2}{Q_1} = 0.21, \text{ 故}$$

$$\eta = 1 - (0.05 + 0.21) = 74\%$$

### (4) 燃料用量

由式(7-98)有

$$B = \frac{Q}{\eta Q_1} = \frac{34.7 \times 10^3}{0.74 \times 42.05} = 1115\text{kg/h}$$

### (5) 火嘴个数

假定火嘴的总额定喷油能力比实际燃料用量大 30%, 选标准火嘴为 200kg/h, 则需用火嘴数为:

$$\frac{1115 \times 1.3}{200} = 8 \text{ 个}$$

### (6) 烟道气流量

由式(7-100)有

$$\begin{aligned} m_g &= B(1.5 + \alpha L_0) \\ &= 1115(1.5 + 18.7) \\ &= 1115 \times 20.2 \\ &= 22500\text{kg/h} \end{aligned}$$

## 第八节 辐射室的传热计算——罗伯-依万斯 (Lobo-Evans) 方法

辐射室传热计算的方法很多, 主要有经验法和理论分析方法两大类。经验法如威尔逊、罗伯和霍特尔(Wilson, Lobo and Hottel)1932年发表的计算式, 在早期管式炉的计算中起过一定的作用。但这类公式关联因素不全, 有很大的局限性, 故现在多已不再采用。理论分析方法是在研究辐射传热基本规律的基础上, 综合运用热平衡方程和传热速率方程来分析和计算炉内传热过程的方法。这类方法如1939年罗伯-依万斯(Lobo and Evans)<sup>[11]</sup>, 1936年别洛康(Белоконь)<sup>[12]</sup>提出的方法。前一种方法经过多年的实际应用, 经威姆蒲莱斯(Wimpress)加以改进, 于1963年提出一种简化法<sup>[13]</sup>, 1978年他又重新进行了某些改进<sup>[14]</sup>, 这种方法至今在炼油工业中仍在广泛应用; 而后一种方法在化学工业中应用得比较多。但是, 这两种方法都作了某些简化假定, 并存在着一定的缺陷, 例如它们假定整个辐射室内烟气只有一个温度(等于离开辐射室烟气温度), 而实际上炉膛内各处的烟气温度是不同的, 而且炉

型不同时，炉膛内烟气温度的分布也不同。因此这些方法不能真实的表达加热炉内的传热状况，尚待今后不断完善。随着电子计算机应用的发展，1958 年霍特尔和科恩 (Hottel and Cohen) 提出了区域法，1968 年霍威尔 (Howell) 提出了蒙特卡罗 (Monte Carlo) 法，以及其他一些著者发展了热通量法等，参考文献<sup>[15]</sup>都作了介绍。本节着重介绍罗伯 - 依万斯方法。

### 一、辐射室中的传热过程

辐射室中传热的热源是火焰和炽热气体的直接辐射和对流放热。假如燃料燃烧时所放出的全部热量，除炉膛的散热损失外，都被燃烧产物本身所吸收，这时燃烧产物将达到一个最高温度，叫做虚拟火焰最高温度或理论火焰最高温度  $T_{max}$ 。事实上，由于火焰和炽热气体不断将热量辐射给管排和炉墙，同时还有烟气的自然对流放热，所以烟气本身根本不存在  $T_{max}$  这个温度，而且沿流动方向应该存在温度梯度，特别是高径比大于 3 的炉子。罗伯 - 依万斯方法的基本出发点，就是提出了如下的基本假定：在管式炉的辐射室中，烟气的平均温度或有效辐射温度  $T_g$  可以采用由热平衡得到的离开辐射室的烟气温度  $T'_g$ 。也就是他们认为这些炉子的辐射室实质上是良好扰动的箱室。很明显， $T_g$  低于虚拟火焰最高温度  $T_{max}$ 。而在辐射室出口，烟气的实际温度为  $T'_g$ ， $T'_g$  基本等于或低于  $T_g$ ，视炉子的类型不同而不同。对箱式炉，可认为基本相等，对立式炉两者相差 100 ~ 150K 左右；对于圆筒炉则视高径比不同，而根据经验来确定。烟气在辐射室出口的实际温度  $T'_g$ ，对箱式炉这个温度通常叫做挡墙温度，一般用热电偶可以直接测得。

对于未敷设炉管的墙 (包括反射锥) 或叫曝露炉墙，一方面接受炽热烟气放射出来的热量，另一方面又将热量透过半透明气体介质反射给了管排或吸热面。此外，炉墙本身还接受烟气的对流放热，同时向大气还有散热损失，最后，炉墙具有一个不变的温度  $T_R$ 。管排的平均温度为  $T_t$ 。由此可见，辐射室内管排吸收的热量，不但来自火焰与炽热气体的直接辐射，同时还来自曝露炉墙的反射。在火焰燃烧的炉子内，前者一般占总传热量的 80% ~ 90%，后者则占 10% ~ 20% 左右。可将上述过程用图 7 - 29 简单表示。

各温度之间有下列关系：

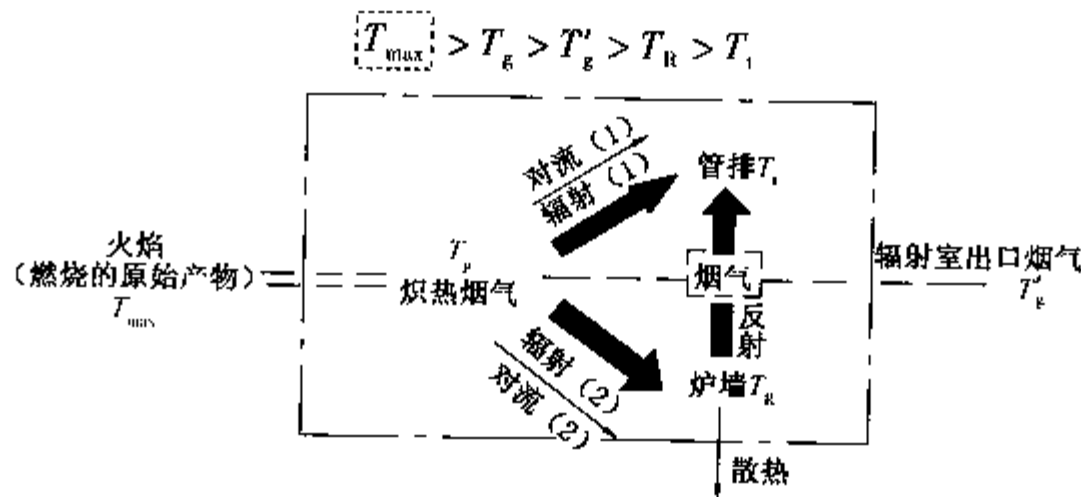


图 7 - 29 辐射室中的传热过程

### 二、传热速率方程式

实际上，辐射室内的传热过程比上述情况复杂得多。罗伯 - 依万斯方法为了简化传热过程，将火焰和炽热烟气看作一个发热面；将管排看作一个吸热面；而把炉内除去敷设吸热面以外的其他耐火砖墙看作反射面。因而把上述实际传热过程简化为：在有反射面的情况下，

一个发热面与一个吸热面之间的传热。

根据两黑表面间的辐射换热公式(7-31), 考虑到火焰、反射面等的影响, 在公式中引入一个与之有关的因数  $F$ , 有关的关系式见本节第三部分, 则辐射室内以辐射方式传递的热量为:

$$Q_{Rr} = 5.67A_{ef}F\left[\left(\frac{T'_g}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_l}{100}\right)^4\right] \quad (7-101)$$

式中  $T'_g, T_l$ ——烟气和管壁的平均温度, K;

$A_{ef}$ ——烟气对管排的有效辐射面积,  $m^2$ ;

$F$ ——总辐射交换因数。

辐射室内以对流方式传递的热量为:

$$Q_{RC} = \alpha_{RC}A_{Rt}(T'_g - T_l) \quad (7-102)$$

式中  $\alpha_{RC}$ ——对流传热系数,  $W/(m^2 \cdot K)$ ;

$A_{Rt}$ ——辐射管外表面积,  $m^2$ 。

因辐射室中对流传热量较小, 在工程上常可做某些近似简化。对于炼油厂中一般型式的加热炉, 罗伯-依万斯建议: 对流传热系数取  $\alpha_{RC} = 11.36 W/(m^2 \cdot K)$ ; 总辐射交换因数  $F = 0.57$ ; 辐射管外表面积  $A_{Rt} \approx 2A_{ef}$ ; 根据当量冷平面面积的定义有,  $A_{ef} = \varphi A_{cp}$ , 其中  $\varphi$  为烟气对管排的角系数,  $A_{cp}$  为管排所占据的全部面积(包括管间空隙面积)或叫作冷平面面积。将这些数值代入式(7-102)后得:

$$\begin{aligned} Q_{RC} &= 11.36 \times 2\varphi A_{cp} \times \frac{F}{0.57}(T'_g - T_l) \\ &\approx 40\varphi A_{cp} F(T'_g - T_l) \end{aligned} \quad (7-102a)$$

辐射室中总的传热速率

$$Q_R = Q_{Rr} + Q_{RC}$$

故辐射室的传热速率方程式为

$$\frac{Q_R}{\varphi A_{cp} F} = 5.67\left[\left(\frac{T'_g}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_l}{100}\right)^4\right] + 40(T'_g - T_l) \quad (7-103)$$

从式(7-103)可以看出:  $\frac{Q_R}{\varphi A_{cp} F}$  仅为烟气温度  $T'_g$  和管壁温度  $T_l$  的函数。因此, 可以作成如图 7-30 的曲线。

### 三、传热速率方程式中各参数的确定

(一) 烟气对管排的角系数  $\varphi$  及冷平面面积  $A_{cp}$

烟气对管排的角系数是烟气辐射给管排的能量所占烟气辐射总能量的分率。而冷平面  $A_{cp}$  是指管排所占据的全部面积, 实质上它代表了烟气的辐射面积。由图 7-31 可以看出:

$$A_{cp} = [(n-1)S_1 + d_0]L_{ef} \approx nS_1L_{ef} \quad (7-104)$$

式中  $n$ ——炉管根数;

$S_1$ ——管心距, m;

$d_0$ ——管外径, m;

$L_{ef}$ ——炉管有效长度, m。

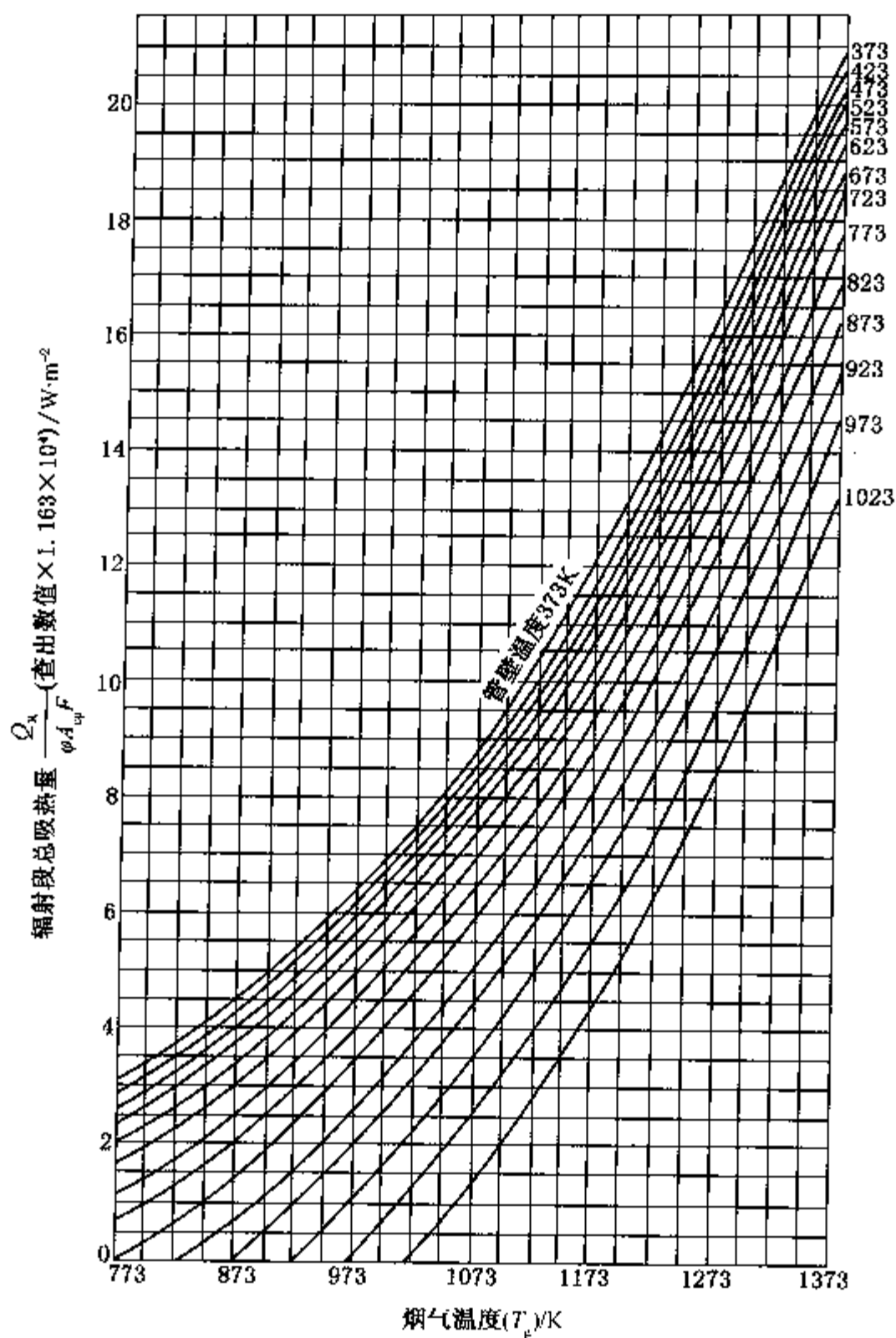


图 7-30 辐射室的传热速率方程

一般型式的加热炉中，炉管排列多为单排。只有在双面辐射的无焰炉或某些反应炉中，有时炉管才排成双排。对于一面受辐射、一面有反射面的单排管，在确定其角系数时，可以假定发热面是一个与管排平行的平面，而且所有辐射都遵循兰贝特定律。由于炉管表面是曲面，其接受辐射能的情况与相同条件下的平面是不一样的。由图 7-31 可以看出，从微元表

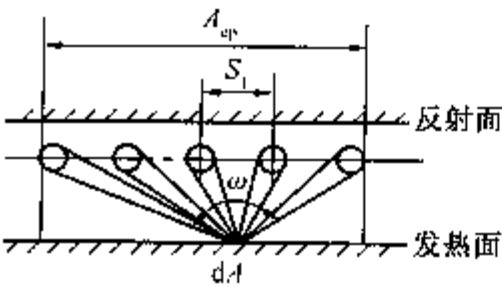


图 7-31 烟气对管排平均角系数示意图

面积  $dA$  在立体角  $\omega$  内所发射的热射线，只能有一部分被管排截获，其余部分通过管间空隙到达反射面，反射面再反射给管排，再次为管排截获一部分。显然，如果用一个与管排所占据的面积相等的冷平面  $A_{cp}$  代替管排时，则将完全截获  $dA$  在  $\omega$  角内所发射的全部热射线。所以，烟气对管排的平均角系数实质上反映了在相同条件下，管排与冷平面二者所接受的辐射能量的相对大小。因此，所有影响管排截获

热射线能力的因素，如管排的排列方式（单排或双排，管排的密度 $\left(\frac{S_1}{d_0}\right)$ ，管排的受热方式（单面或双面辐射）等，都与管排角系数的大小有关。

管排角系数可以用数学方法导出，也可用图解方法求得，参见[8]。得到的结果，一般绘制成图7-32所示的曲线。图7-32中曲线A、B分别代表双排管和单排管接受一面辐射，一面反射时整个管排的总角系数，其值均随 $\frac{S_1}{d_0}$ 的增加而减少。曲线C、E则代表双排管接受一面辐射、一面反射时，其中第一排管和第二排管的角系数。显然，曲线A为双排管的总角系数即为曲线C及E之和。曲线D、F是第一排与第二排管只接受直接辐射即无反射面时的角系数，可用于计算管排接受双面辐射的情况。

值得注意的是，这里的所有讨论，都是把管排看做一个整体的平均情况，实际上管表面各点沿纵向或沿圆周方向受热的情况，都是极不均匀的，在后面的有关部分还要加以讨论。

(二) 总辐射交换因数 F

罗伯-依万斯方法引用了霍特尔<sup>[12]</sup>推导的结果：

$$F = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_F} - 1} \quad (7-105)$$

$$\varepsilon_F = \varepsilon_g \left( 1 + \frac{\frac{A_R}{\varphi A_{cp}}}{1 + \frac{\varepsilon_g}{1 - \varepsilon_g} \cdot \frac{1}{\varphi_{R1}}} \right) \quad (7-106)$$

式中  $\varepsilon_1$ ——管壁的黑度，对于碳钢管一般取0.9，不锈钢管取0.8；  
 $\varepsilon_g$ ——烟气的黑度；  
 $A_R$ ——有效反射面或有效曝露砖墙面积，等于辐射室炉墙总面积减去有效辐射面积，即  $A_R = \Sigma A - \varphi A_{cp}$ ；  
 $\varphi_{R1}$ ——反射面对管排的角系数，根据经验结果，有：

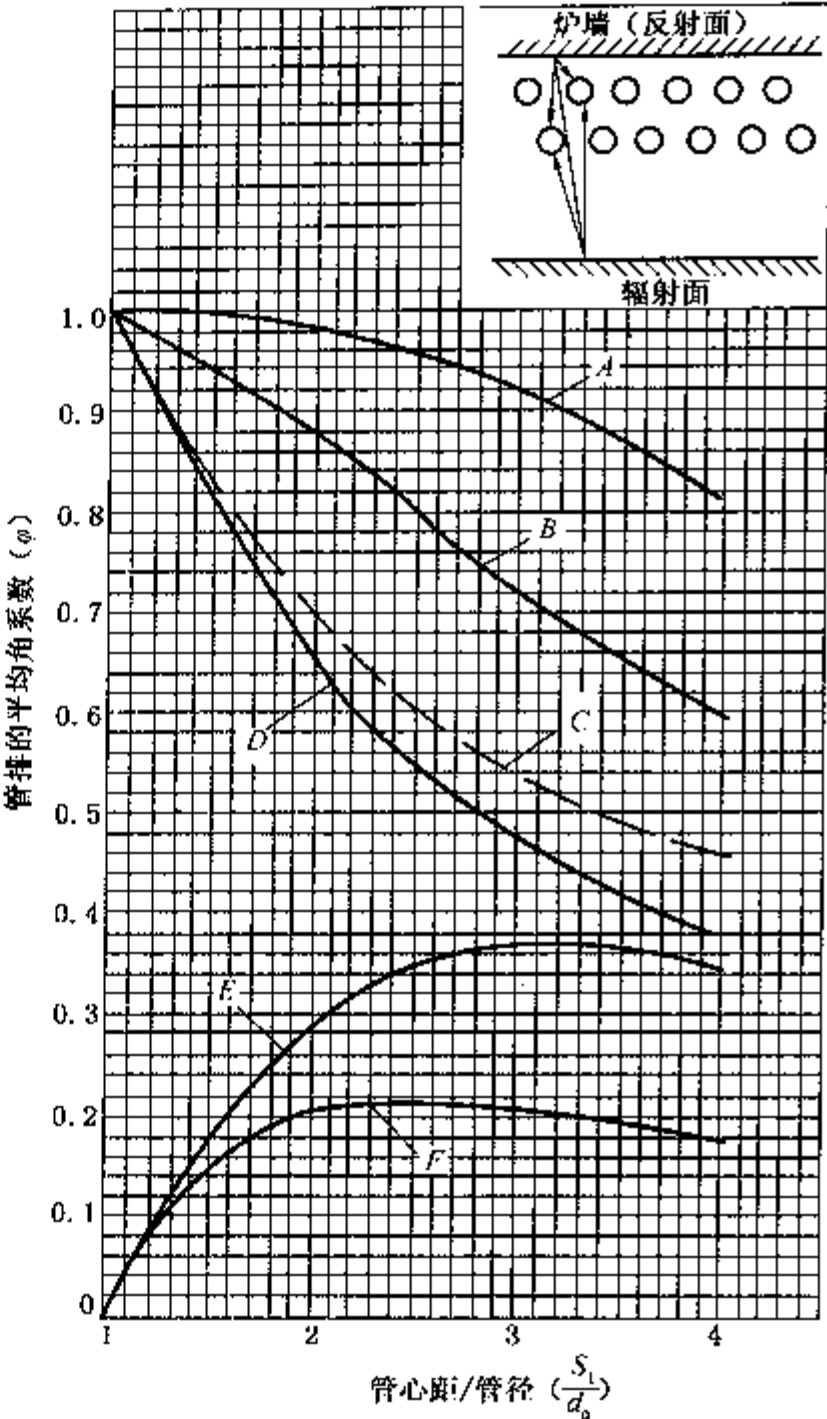


图7-32 管排的平均角系数

图中曲线说明：  
A——双排管接受一面辐射，一面反射时的总角系数；  
B——单排管接受一面辐射，一面反射时的总角系数；  
C——接受一面辐射，一面反射时，双排管中第一排的角系数；  
D——无反射面时，第一排管的角系数；  
E——接受一面辐射，一面反射时，双排管中第二排的角系数；  
F——无反射面时，第二排管的角系数。

当  $0 < \frac{A_R}{\varphi A_{cp}} < 1$  时,  $\varphi_{Rt} = \frac{\varphi A_{cp}}{A_R + \varphi A_{cp}}$

当  $3 < \frac{A_R}{\varphi A_{cp}} < 6.5$  时,  $\varphi_{Rt} = \frac{\varphi A_{cp}}{A_R}$

从式(7-105)和式(7-106)可以看出, 总辐射交换因数  $F$  与烟气黑度  $\epsilon_g$  和面积比  $\frac{A_R}{\varphi A_{cp}}$  有关, 因此可将上述关系作成图 7-33。

(三) 烟气的黑度  $\epsilon_g$

由气体辐射的特点, 可知道烟气的黑度与烟气中  $CO_2$  和  $H_2O$  的组成、炉膛的形状和大

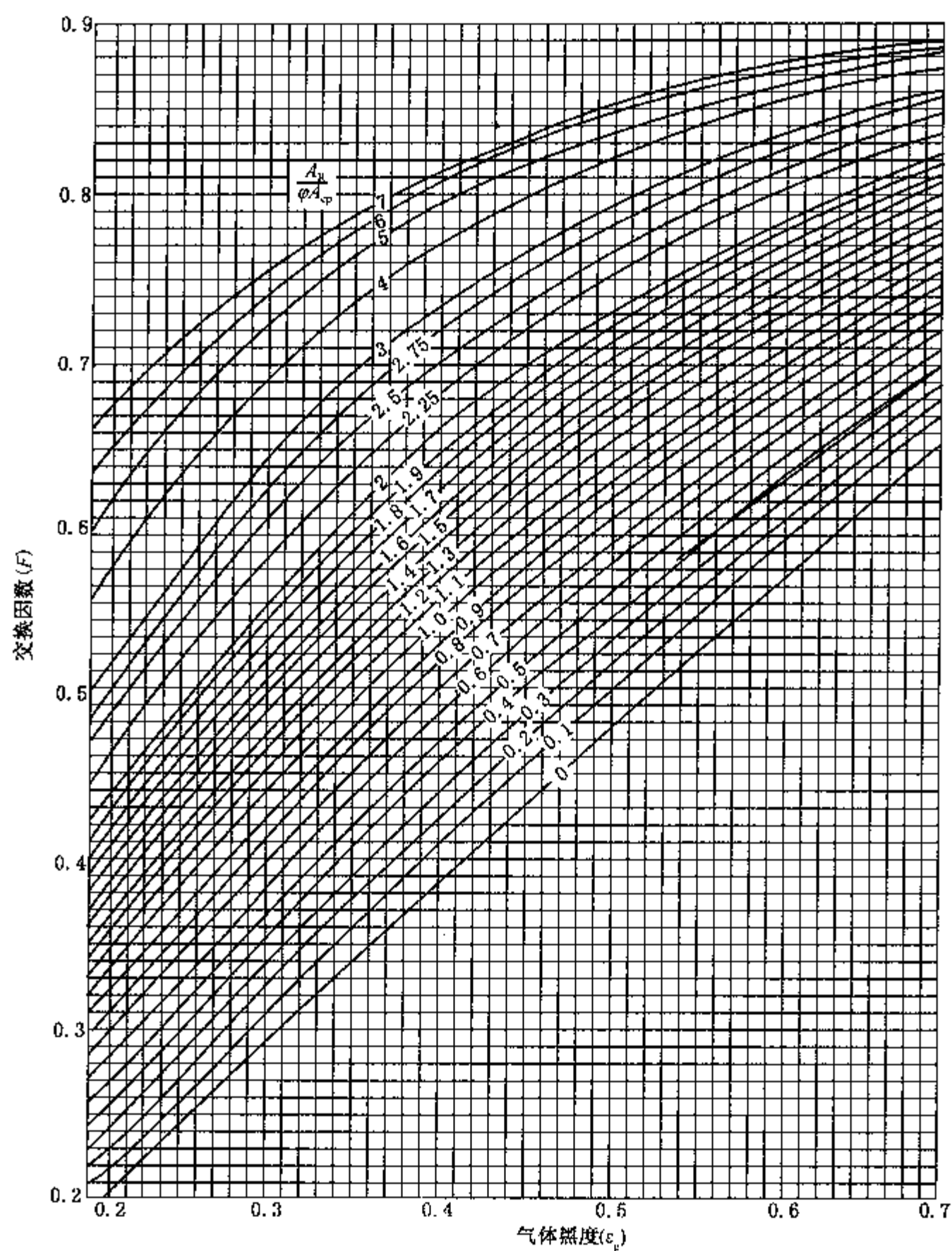


图 7-33 总辐射交换因数



小、烟气和管排的温度有关。 $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$  的组成与它们的分压成正比，而分压又和燃烧时的过剩空气系数有关。一般通过燃料的燃烧计算，可以直接算出  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$  的分压，也可根据过剩空气系数  $\alpha$  查图 7-34，得到  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$  的分压之和。炉膛形状和大小对烟气黑度的影响，用烟气的平均辐射长度  $L$  表示。不同炉型的平均辐射长度  $L$  的数值如表 7-5。根据实际经验知道，管排温度对烟气黑度的影响可以忽略不计，故如以烟气温度为参数，可作出烟气黑度  $\varepsilon_g$  与  $pL$  的关系曲线图，如图 7-35 所示。

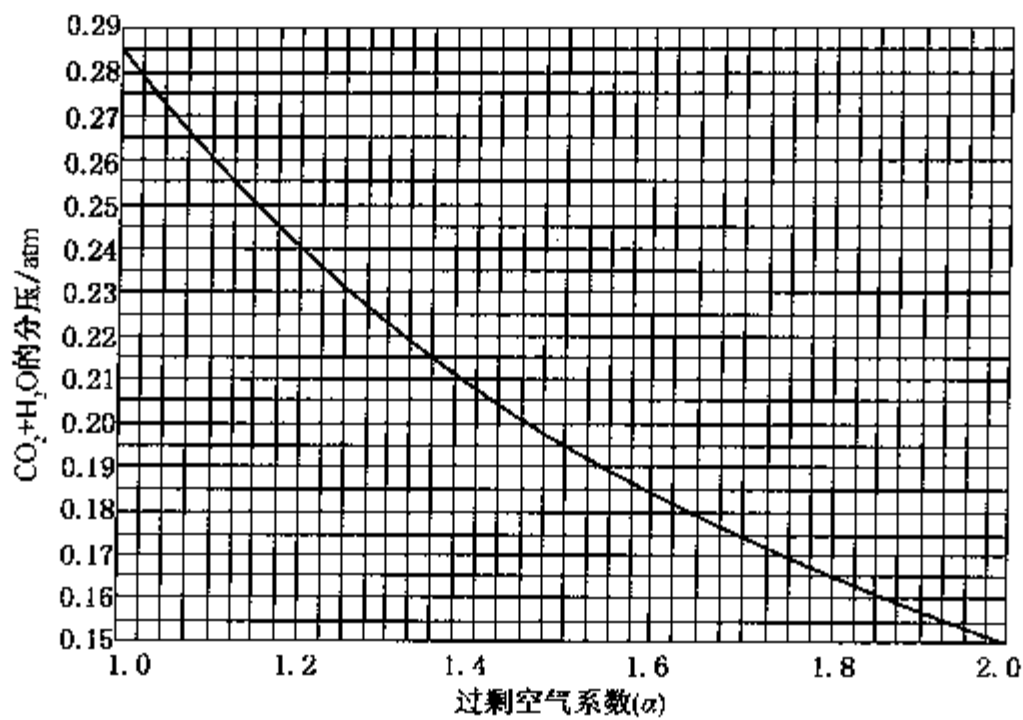


图 7-34 烟气中  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$  的分压\*

此外还应指出的是，用图 7-35 确定的烟气黑度，只考虑了烟气中三原子气体  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$  的辐射能力，而没有考虑火焰辐射的影响。实际上大多数燃料如重油或没有经过预混合的燃料气燃烧时，火焰中总悬浮着许多由烃类裂解所产生的无定形炭粒或称烟尘，烟尘本身也具有较强的辐射能力，并使火焰发出光辉，通常称为发光火焰或辉焰。对于这种辉焰，它们的黑度是相当大的，如果在管式炉的设计中要准确计算烟气的黑度，就必须对火焰的辐射加以考虑。

表 7-5 管式炉中烟气的平均辐射长度

炉 型	尺 寸 (长 - 宽 - 高或直径 - 高)	平均辐射长度(L)
长方形炉	1—1—1 至 1—1—3 } 1—2—1 至 1—2—4 }	$\frac{2}{3} \sqrt[3]{\text{炉膛体积}}$
	1—1—4 至 1—1— $\infty$	1 × 最小尺寸
	1—2—5 至 1—2— $\infty$	1.3 × 最小尺寸
	1—3—3 至 1— $\infty$ — $\infty$	1.8 × 最小尺寸
圆筒形炉	1—1	$\frac{2}{3} \times \text{直径}$
	1—2 至 1— $\infty$	1 × 直径

但要精确确定发光火焰的黑度，目前尚有困难。因为其中起决定性作用的烟尘的浓度随着燃烧条件的不同，如燃料的种类与组成、燃烧器的形式、炉膛的形状、燃料与空气的混合程度以及一次、二次供风情况的不同而有很大的变化。据文献介绍，麦克勒(Mekler)等人在

考虑了影响发光火焰黑度因素后，根据实验所作出的求取气体总黑度的曲线图，由该图得到的数值比由图 7-35 查得的值一般约高 0.08 ~ 0.15。

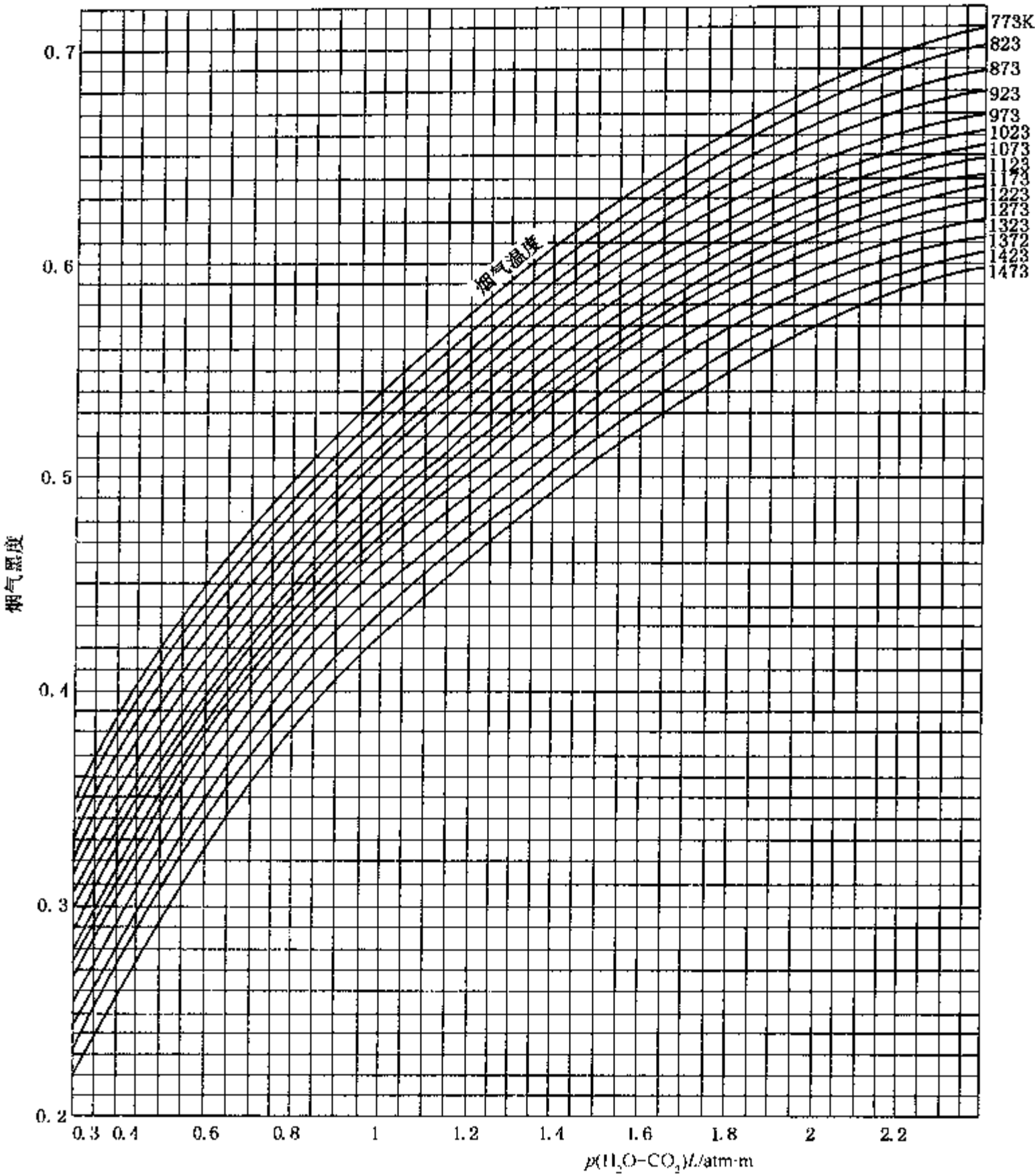


图 7-35 烟气的黑度❶

(四) 管壁温度  $T_w$

管壁温度与辐射管的热强度、管内介质的温度、管内对流传热膜系数以及管壁的结垢情况有关。特别是对于一些管内有反应的炉子，如热裂化炉、焦化炉，在开工前期和后期管壁温度的变化是很大的。在设计时，管内介质的温度通常取辐射室入口和出口的算术平均值。

❶ 图 7-34、图 7-35 中的压力单位未采用 SI 制，故用 atm，1atm = 1.013 × 10<sup>5</sup> Pa。

介质温度与管壁温度之差值，本应通过总传热速率方程式的关系来计算，但因管壁温度对一般管式加热炉来说，一般温度较低，对辐射传热速率的影响都不大，所以，如果壁温低于773K，通常均按经验以管内介质的平均温度加上50K，作为管壁温度。当然，对于高温高压或有特殊要求的管式炉，其管壁温度应根据算出的辐射热强度反复进行猜算而得。

$$\text{管壁温度} \quad T_1 = \frac{\tau_1' + \tau_2}{2} + 50 \quad (7-107)$$

式中  $\tau_1'$ ——管内介质在辐射室入口的温度，K。

对于纯加热炉可取

$$\tau_1' = \tau_2 - (0.7 \sim 0.8)(\tau_2 - \tau_1) \quad (7-108)$$

式中  $\tau_1, \tau_2$ ——管内介质在对流室入口和辐射室出口的温度，K。

#### 四、热衡算方程式

从传热速率方程式[式(7-103)]可以看出，参数  $\varphi A_{cp}$ 、 $F$ 、 $T_1$  等都已确定，仅剩下两个未知数  $Q_R$  与  $T_g'$ 。要求解这两个未知数，还必须引出辐射室的热衡算方程式。

辐射室输入的热量有：燃料燃烧产生的热量  $BQ_1$ ；燃料、空气、雾化剂带入的显热，当空气未预热时，此项一般可忽略不计。

辐射室输出的热量有：辐射室的热负荷  $Q_R$ ，即管排吸收的热量；辐射室的散热损失  $Bq_L$ ，通常取为  $BQ_1$  的1%~3%；离开辐射室的烟气所带走的显热为  $Bq_g$ 。

辐射室的热衡算方程式为

$$\begin{aligned} BQ_1 &= Q_R + Bq_L + Bq_g \\ \text{或} \quad Q_R &= B(Q_1 - q_L - q_g) \end{aligned} \quad (7-109)$$

为了便于和传热速率方程式进行联解，将上式改写成与式(7-103)相同的形式，即

$$\frac{Q_R}{\varphi A_{cp} F} = \left( 1 - \frac{q_L}{Q_1} - \frac{q_g}{Q_1} \right) \frac{BQ_1}{\varphi A_{cp} F} \quad (7-109a)$$

上式中已知  $\frac{q_L}{Q_1} = 1\% \sim 3\%$ ，而  $q_g$  主要与烟气出辐射室的温度  $T_g'$  和过剩空气系数  $\alpha$  有关。当  $\alpha$  一定时， $q_g$  仅是  $T_g'$  的函数，可表示为  $q_g = f(T_g')$ 。代入式(7-109a)后，可得：

$$\frac{Q_R}{\varphi A_{cp} F} = \left[ 1 - (0.01 \sim 0.03) - \frac{f(T_g')}{Q_1} \right] \frac{BQ_1}{\varphi A_{cp} F} \quad (7-109b)$$

显然，式(7-109b)中只有  $Q_R$  与  $T_g'$  是求解的未知数。参考图7-30，如以  $\frac{Q_R}{\varphi A_{cp} F}$  为纵坐标， $T_g'$  为横坐标，则式(7-109b)近似为一直线。 $\frac{q_g}{Q_1}$  的数值可从图7-28查得。

#### 五、用图解法确定辐射室热负荷及烟气在辐射室出口的温度

上面已经写出了辐射室的传热速率方程式与热衡算方程式，原则上只要联解这两个方程，就可以得到所要求的辐射室热负荷  $Q_R$  和烟气出辐射室的温度  $T_g'$ 。这类问题在今天只要借助于计算器或电子计算机，就很容易解决。而在过去，为了减少在计算中不必要的猜算，罗伯-依万斯采用了近似图解的方法。即首先假定一个  $T_g'$ ，通过热衡算方程式[式(7-

109b)]算出了 $\frac{Q_R}{\varphi A_{cp} F}$ , 在图7-30上可以找到一点。如果这一点落在传热速率方程式曲线的左上方, 则第二次假设的 $T'_g$ 必须增大100~200K, 再通过式(7-109b)计算出 $\frac{Q_R}{\varphi A_{cp} F}$ 值, 使第二点最好落在曲线的右下方。这样, 两点的连线(代表热衡算方程式)与曲线(代表传热速率方程式)的交点的横坐标就是所求的温度 $T'_g$ 。交点的纵坐标 $\frac{Q_R}{\varphi A_{cp} F}$ 之值, 再乘以 $\varphi A_{cp} F$ , 即可得到辐射室的热负荷 $Q_R$ 。具体计算步骤及校核方法可参考例7-5。

最后必须强调指出: 在上述辐射室的传热计算方法中, 假定了炉膛烟气的平均温度或有效辐射温度等于烟气在辐射室出口的温度, 这对于一般纯加热用的箱式、立式和圆筒炉来说误差不大。但对于高温有反应过程的炉子, 以及高径比大于3的圆筒炉等, 则有一定的误差, 一般烟气在辐射室出口的温度比平均温度低100~150K, 计算时应加以考虑。

## 六、辐射管表面热强度及主要结构尺寸的确定

对于现有的加热炉, 炉子的结构尺寸是已知的, 式(7-103)和(7-109a)可以直接用来进行辐射室的传热计算。但在设计新的加热炉时, 由于炉膛大小、炉管直径、管心距、管数等各种结构因素尚未确定, 所以, 实际上计算还无法进行。必须首先根据炉内辐射传热的基本规律, 并结合已有的实践经验, 分别将各个结构参数加以确定, 然后再利用式(7-103)和式(7-109a)进行校核计算。如果校核结果不能满足工艺上的要求, 则应重新改变某些参数值, 再次进行核算, 直至达到规定的工艺要求为止。

### (一) 辐射管表面热强度 $q_R$

辐射管表面热强度是指单位时间内通过单位炉管表面积所传递的热量, 即

$$q_R = \frac{Q_R}{A_{Ri}} (\text{W/m}^2) \quad (7-110)$$

因而, 要确定辐射管表面积 $A_{Ri}$ , 必须首先选择一个合适的辐射管表面热强度 $q_R$ 。同时由式(7-110)可以看出, 当辐射室热负荷 $Q_R$ 一定时, 选用辐射管表面热强度 $q_R$ 越高, 所需的炉管面积越少, 加热炉的基建投资费用越低。显然, 如果炉子的传热面积相同, 则热强度越高, 生产能力就越大。因此, 热强度的大小标志着炉子传热面效能的高低。在管式加热炉的设计或操作中, 都希望尽可能地提高辐射管的表面热强度。但是, 由于下述因素的影响, 热强度的数值不能任意提高, 有一定的限制, 这个限制的数值叫做容许热强度。这些影响因素是:

#### 1. 被加热介质的热稳定性

因为提高辐射管表面热强度时, 辐射管壁温度也会随之增加, 而当管壁温度超过一定限度后, 管内壁附近的介质就可能过热分解而结焦, 严重时甚至引起炉管破裂, 危及安全生产。所以, 容许热强度的提高, 受到被加热介质热稳定性的限制。

一般介质的热稳定性越差, 越容易结焦。对于油品, 当油品越重含芳香烃越多, 则越容易结焦; 同时, 温度越高, 越容易结焦。当被加热介质流速越快, 则不容易结焦, 这是因为提高流速能使管内对流传热膜系数增大, 并减少介质在管内停留时间的缘故。但介质流速受到炉管压力降的限制, 也不能任意提高。

#### 2. 选用炉管的材质

不同材质的炉管, 其抗高温性能不同, 因而有不同的管壁允许温度和相应的辐射管容许

热强度。由于各种级别材质的相对价格差别很大，所以实际上如非工艺要求所必需，而当增加热强度致使壁温升高较多，需升级选用炉管材质时，反而不如选用较低的热强度更加合理。

### 3. 炉管受热的不均匀性

必须注意，根据式(7-110)计算出的辐射管热强度只不过是一个平均值，而实际情况是当平均值尚未达到容许热强度以前，可能在个别炉管的某些局部表面，早已超过了容许热强度，甚至引起了炉管的鼓包或破裂。这是因为炉管的受热是不均匀的。一是沿管长方向受热不均匀，这主要是由于火嘴布置的位置在炉子的一端所引起的，如不带反射锥的圆筒炉，其热强度沿管长的分布情况如图7-36所示；一是沿每根炉管的圆周方向受热不均匀，从图7-37可以看出：一面受辐射一面受反射的单排管，最低热强度与最高热强度之比为0.312，而两面受辐射的炉管，上述比值为0.752。炉管受热的不均匀性与许多因素有关：如炉型、炉管与火嘴的布置、燃料的种类、火嘴的类型、有无反射锥等等。通常用炉管的最高热强度与平均热强度之比值，叫做热强度的不均匀系数，用 $\varphi$ 来表示炉管受热的不均匀程度。文献介绍了一个长 $\times$ 宽 $\times$ 高为5.280 $\times$ 2.840 $\times$ 10.976m的立管直立式炉的试验结果，如表7-6所示。

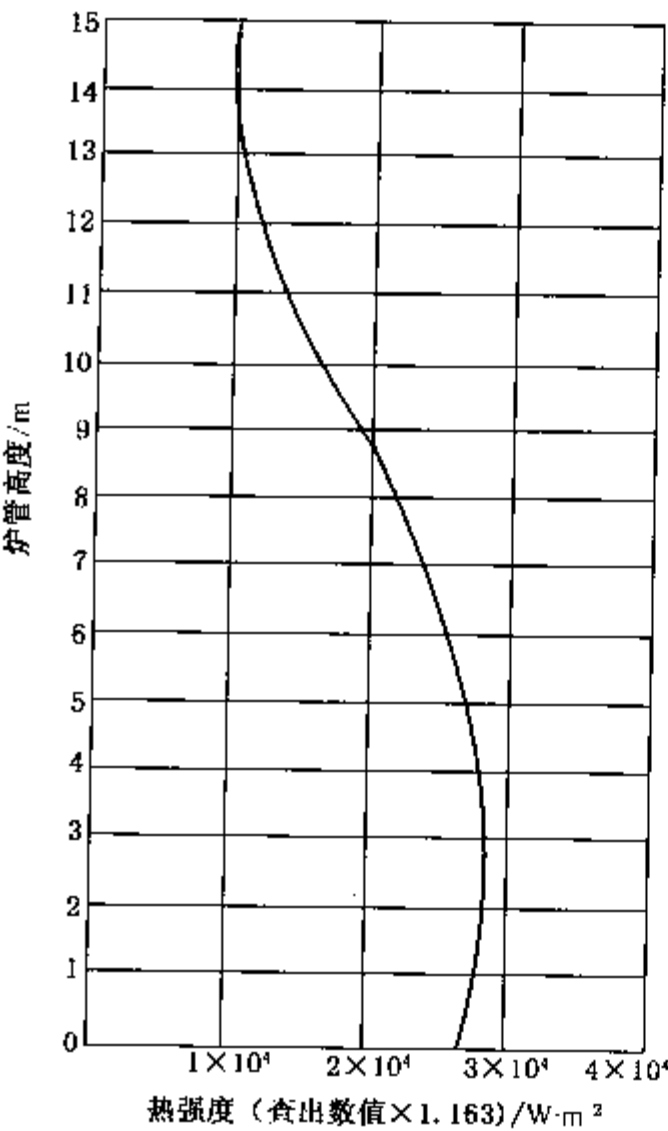


图7-36 辐射管热强度沿管长的分布

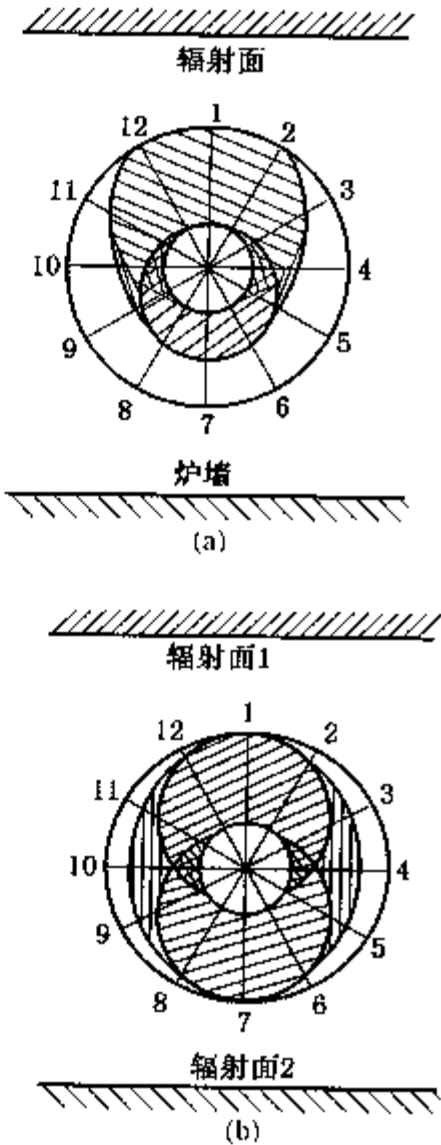


图7-37 辐射管热强度沿圆周的分布

故欲选用较高的炉管容许热强度，就应尽力设法改善炉管受热的不均匀性，因为容许热强度

$$q_{max} = \varphi \alpha_i (\theta_{max} - \tau) \tag{7-111}$$

式中  $\alpha_i$ ——管内介质的对流传热膜系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ;  
 $\theta_{\max}$ ——管壁最高允许温度,  $\text{K}$ ;  
 $\tau$ ——管内介质的温度,  $\text{K}$ ;  
 $\varphi$ ——热强度的不均匀系数。

表 7-6 辐射管表面热强度的不均匀系数

	试 验 次 数				
	1	2	3	4	5
火嘴类型(2个)	标准型	标准型	标准型	标准型	高强度 LMV 型
位 置	底	底	顶	顶	顶
燃 料	油	气	油	气	油
负荷/ $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$	612	599	602	601	598
过剩空气系数	1.14	1.09	1.09	1.10	1.11
平均热强度/ $\text{kW} \cdot \text{m}^{-2}$	38.0	39.1	42.0	43.3	41.6
最高热强度/ $\text{kW} \cdot \text{m}^{-2}$	134.9	97.7	101.2	110.5	122.1
不均匀系数( $\frac{\text{平均热强度}}{\text{最高热强度}}$ )	0.282	0.400	0.415	0.392	0.341

实际上,近几十年来出现的各种新型炉,基本上就是在改善辐射室受热分布,提高炉管容许热强度的过程中发展起来的。

综上所述,管式炉内影响辐射管热强度的因素很多,也很复杂,所以目前国内外均只能靠经验选取。表 7-7 列出了炼油厂中几种加热炉辐射管表面热强度与冷油流速的推荐值。由这些数据可以大致看出炉型结构、炉管材质、管内介质性质等各种因素对表面热强度的影响,可供选用时参考。

表 7-7 辐射管表面热强度与冷油流速(293K)的推荐值

序号	炉 别	辐射管表面热强度/ $\text{W} \cdot \text{m}^{-2}$	冷油流速/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	压力降/ $10^5 \text{Pa}$
1	常压炉	立管 25580 ~ 34880(10 号碳钢) 横管 40700 ~ 48840(Cr5Mo)	0.61 ~ 1.52	6.86 ~ 14.71
2	减压炉	立管 25580 ~ 34880(Cr5Mo) 横管 38370 ~ 46510(Cr5Mo)	0.51 ~ 1.36	2.94 ~ 5.88
3	催化原料加热炉	立管 26740 ~ 30230 横管 38370 ~ 46510(Cr5Mo)	1.02 ~ 1.36	—
4	延迟焦化炉	横管 32560 ~ 38370(Cr5Mo)	2.38	—
5	减黏炉	25580 ~ 29070	0.61 ~ 2.04	17.65 ~ 24.52
6	沥青加热炉	16280 ~ 19770	—	—
7	铂重整炉	26740 ~ 32560	1.52 ~ 1.72	—
8	铂重整热载体炉	25580 ~ 29070	—	—
9	加氢精制炉	25580 ~ 29070	—	—
10	酚精制炉	17440 ~ 23260	—	—
11	糠醛精制炉	17440 ~ 23260	—	—
12	丙烷脱沥青炉	18600 ~ 23260	—	—

## (二) 辐射管表面积 $A_{Rt}$

在设计新的加热炉时, 先根据表 7-7 选定辐射管表面热强度  $q_R$ , 如已知辐射室的热负荷  $Q_R$ , 则由式(7-110)即可得到辐射管的表面积为

$$A_{Rt} = \frac{Q_R}{q_R} \quad (7-110a)$$

其中辐射室热负荷  $Q_R$ , 可以按全炉热负荷的 70% ~ 80% 来估计, 即

$$Q_R = (0.7 \sim 0.8) Q \quad (7-112)$$

全炉热负荷  $Q$ , 由式(7-99)进行计算。

## (三) 辐射管管径 $d_0$ 及管心距 $S_i$

根据表 7-7 所推荐的管内冷介质流速  $u$ , 由下式可以算出所需的管内径( $m$ )为

$$d_i = \frac{1}{30} \sqrt{\frac{W}{\pi N u \rho}} \quad (7-113)$$

式中  $W$ ——管内介质流量,  $kg/h$ ;

$N$ ——管程数, 一般不使用奇数;

$\rho$ ——管内介质在 293K 时的密度,  $kg/m^3$ 。

管外径  $d_0$  等于管内径  $d_i$  加两个管壁厚, 壁厚根据压强选定, 一般为 6 ~ 12mm。然后参照附录 27 国产炉管规格选定。

在选用冷介质流速计算管径时, 主要应考虑炉管压力降的限制。当压力降不是限制因素时, 可以适当提高流速以减小管径。因为管径太大对传热不利; 管径小, 介质停留时间短, 可以减少介质的分解和结焦。

一般炉管用回弯头联结时, 希望管径不超过  $\phi 219mm$ 。用焊接弯头联结时, 管径不超过  $\phi 250mm$ 。为了降低炉管的压力降, 一般可以将炉出口处的几根炉管的直径放大。

管心距  $S_i$  一般在  $1.8 \sim 2.2d_0$  之间, 但推荐使用  $2d_0$ , 增加管心距, 可以使靠墙一面的炉管表面得到较大的局部热强度, 从而改善炉管沿圆周方向的受热均匀性, 也就提高了炉管表面的平均热强度。所以, 使用较大的管心距, 特别有利于加热与烟气温度接近的管内高温介质。在某些使用高合金钢管的情况下, 可以使用较大的管心距。

## (四) 辐射室或炉膛尺寸

以圆筒炉为例, 要确定炉膛尺寸, 首先要选定高径比, 即炉管的有效长度与中心节圆直径之比值(炉管有效长度指被加热炉管的直管长度, 不包括回弯头; 节圆指辐射管中心点形成的圆周)。国外一般采用 2.5 ~ 3.0; 国内所设计的辐射-对流型加热炉多为无反射锥的空心圆筒炉, 所以高径比应比国外的小, 以保证沿管长方向的受热均匀性, 通常可取为 1.7 ~ 2.5。一般中心节圆越大时, 所采用的高径比越小。

辐射管的有效长度  $L_{ef}$  和中心节圆直径  $D'$  可按式确定:

因为

$$A_{Rt} = n \pi d_0 L_{ef}$$

$$n = \frac{\pi D'}{S_i}$$

故

$$A_{Rt} = \frac{\pi^2 D' d_0 L_{ef}}{S_i}$$

如取

$$L_{ef} = (1.7 \sim 2.5) D'$$



则 
$$D' = \sqrt{\frac{S_1 A_{Rt}}{(1.7 \sim 2.5) \pi^2 d_0}} \quad (7-114)$$

根据国产钢管规格选用合适的管长。炉膛的高度  $H$  应根据炉管采用何种支撑形式来决定，一般应比炉管有效长度约高  $1\text{m}$ 。

所需炉管总数应为

$$n = \frac{A_{Rt}}{\pi d_0 L_{ef}} \quad (7-115)$$

但实际的炉管根数  $n$  应选为管程数  $N$  的整数倍。根据实际炉管数算出实际的中心节圆直径，再加上 2 倍的管中心至炉壁的距离（一般距离取  $1.5d_0$ ），即为实际的炉膛直径。

### （五）遮蔽管

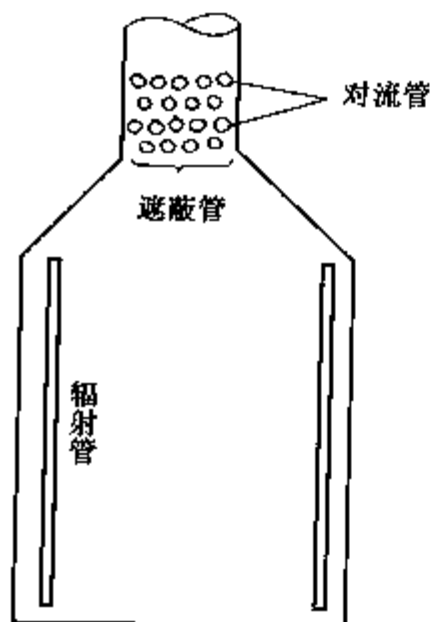


图 7-38 遮蔽管位置示意图

所谓遮蔽管，指无反射锥的空心圆筒炉中对流室下部的第一排管，如图 7-38 所示。遮蔽管的布置应和对流室的结构尺寸统一考虑，详见第九节。但因遮蔽管的受热情况和辐射管一样，所以它的表面积和当量冷平面面积应分别计入辐射管的面积和当量冷平面之内。不过，因为遮蔽管后面没有反射墙，从辐射室来的热射线通过管间空隙后，可以全部被后面的管束所吸收，从而烟气对遮蔽管的角系数令其等于 1。遮蔽管的冷平面面积同样可用式(7-104)计算。

【例 7-5】 根据例 7-4 的条件及计算结果，进行辐射室的传热计算。

解：

#### 1. 辐射室的热负荷

由例 7-4，已知加热炉的总热负荷  $Q = 9.65\text{MW}$ ，现取辐射室热负荷  $Q_R$  为全炉热负荷的 80%，则

$$Q_R = 0.8 \times 9.65 = 7.72\text{MW}$$

#### 2. 辐射管表面积、管径及管心距

根据表 7-7，选用辐射表面热强度  $q_R = 25\text{kW/m}^2$ ，由式(7-94a)，则辐射管表面积为

$$A_{Rt} = \frac{7.72 \times 10^3}{25} = 308.8\text{m}^2$$

同时选管内冷油流速  $u = 1.2\text{m/s}$ ，管程数  $N = 4$ ，则由式(7-113)计算所需炉管内径为

$$d_i = \frac{1}{30} \sqrt{\frac{\dot{W}}{\pi N u \rho}} = \frac{1}{30} \sqrt{\frac{1.32 \times 10^5}{\pi \times 4 \times 1.2 \times 908.9}} = 0.103\text{m}$$

查附录 27 国产炉管规格，选  $\phi 127\text{mm} \times 8\text{mm}$  炉管。

管心距选为

$$S_1 = 2d_0 = 2 \times 0.127 = 0.254\text{m}$$

#### 3. 炉管长度、炉管数及炉膛尺寸

首先选定炉子的高径比  $\frac{L_{ef}}{D'} = 2.1$ ，由式(7-114)计算节圆直径为

$$D' = \sqrt{\frac{S_1 A_{Rt}}{2.1 \times \pi^2 d_0}} = \sqrt{\frac{0.254 \times 308.8}{2.1 \times \pi^2 \times 0.127}} = 5.46\text{m}$$

辐射管的有效长度  $L_{ef} = 2.1 \times 5.46 = 11.47\text{m}$

根据国产炉管规格, 取  $L_{ef} = 12\text{m}$

$$\text{炉管根数 } n = \frac{A_{R1}}{\pi d_0 L_{ef}} = \frac{308.8}{\pi \times 0.127 \times 12} = 64.5$$

选用辐射管  $n = 4 \times 16 = 64$  根, 四管程。

实际节圆直径

$$D' = 64 \times 0.254 \times \frac{1}{\pi} = 5.175\text{m}$$

故炉膛的直径为

$$D = D' + 3d_0 = 5.175 + 3 \times 0.127 = 5.556\text{m}$$

炉膛高度为

$$H = L_{ef} + 1 = 12 + 1 = 13\text{m}$$

#### 4. 当量冷平面面积

$$\text{辐射管冷平面 } A_{cp} = 64 \times 0.254 \times 12 = 195.07\text{m}^2$$

查图 7-32 得  $\varphi = 0.883$

遮蔽管冷平面: 对流管拟选用  $\phi 127 \times 8$  钉头管, 管心距为  $2d_c$ , 对流室每排为  $n_w = 8$  根炉管, 采用三角形排列钉头管, 由式(7-124), 则对流室宽度为

$$\begin{aligned} b &= (n_w - 0.5)S_c + d_c + 2\{l + (0.03 - 0.05)\} \\ &= (8 - 0.5)2 \times 0.127 + 0.127 + 2(0.025 + 0.03) \\ &= 2.142\text{m} \end{aligned}$$

为了确定对流室长  $L_c$ , 可选烟气在最小截面处的质量速度  $G_g = 2.0\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ , 再根据式(7-125)有

$$G_g = \frac{m_g}{3600(L_c b - a_f n_w)}$$

式中  $m_g$ ——烟气流量,  $\text{kg}/\text{h}$ ;

$a_f$ ——每根钉头管所占据的流通面积,  $\text{m}^2$ ; 由式(7-126)有

$$\begin{aligned} a_f &= (d_c + \frac{1}{d_p} \times d_s \times l \times 2)L_c \\ &= \left(0.127 + \frac{0.012 \times 0.025 \times 2}{0.016 \times 2}\right)L_c \\ &= 0.1458L_c \end{aligned}$$

故

$$L_c = \frac{22500}{3600G_g(2.142 - 0.1458 \times 8)} = 3.20\text{m}$$

取  $L_c = 3.2\text{m}$ 。遮蔽管冷平面  $A_{cp} = 8 \times 3.2 \times 0.254 = 6.50\text{m}^2$  及  $\varphi = 1$ 。

总的当量冷平面  $\varphi A_{cp} = 0.883 \times 195.07 + 6.50 = 178.75\text{m}^2$ 。

#### 5. 有效反射面面积与当量冷平面之比

炉膛总的面积

$$\begin{aligned} \Sigma A &= \pi \times 5.556 \times 13 + 2 \times \frac{\pi}{4} \times 5.556^2 \\ &= 226.91 + 48.49 = 275.40\text{m}^2 \end{aligned}$$

有效反射面面积

$$A_R = \Sigma A - \varphi A_{cp} = 275.40 - 178.75 = 96.65 \text{m}^2$$

比值

$$\frac{A_R}{\varphi A_{cp}} = \frac{96.65}{178.75} = 0.541$$

#### 6. 烟气的黑度

已知过剩空气系数  $\alpha = 1.3$ , 由图 7-34 查得烟气中  $\text{CO}_2$  和  $\text{H}_2\text{O}$  的分压为

$$p_{\text{CO}_2} + p_{\text{H}_2\text{O}} = 0.223 \text{atm}$$

由表 7-5 知烟气平均辐射长度为

$$L = D = 5.556 \text{m}$$

故

$$pL = 0.223 \times 5.556 = 1.239 \text{atm} \cdot \text{m}$$

查图 7-35, 假定辐射室出口烟气温度  $T_g = 973 \text{K}$ , 则烟气的黑度为

$$\varepsilon_g = 0.549$$

#### 7. 总辐射交换因数

根据  $A_R/\varphi A_{cp} = 0.541$  及  $\varepsilon_g = 0.549$ , 查图 7-33

得

$$F = 0.603$$

#### 8. 辐射室热平衡

由式(7-109a)有

$$\frac{Q_R}{\varphi A_{cp} F} = \left(1 - 0.020 - \frac{q_g}{Q_1}\right) \frac{BQ_1}{\varphi A_{cp} F}$$

$$BQ_1 = 1115 \times 42.205 = 4.7059 \times 10^4 \text{MJ/h} = 13.072 \text{MW}$$

查图 7-28 得

$$\frac{q_g}{Q_1} = 0.360$$

$$\begin{aligned} \frac{Q_R}{\varphi A_{cp} F} &= (1 - 0.02 - 0.360) \frac{13.072 \times 10^6}{178.75 \times 0.603} \\ &= 75.2 \text{kW/m}^2 \end{aligned}$$

#### 9. 求辐射室出口烟气温度

首先应估计管壁温度。已知原料入炉温度  $\tau_1 = 610 \text{K}$ , 出辐射室温度  $\tau_2 = 678 \text{K}$ , 入辐射室温度为

$$\tau' = \tau_2 - (\tau_2 - \tau_1) \times 0.8 = 678 - 54.4 = 623.6 \text{K}$$

故由式(7-107)得管壁温度

$$T_i = \frac{623.6 + 678}{2} + 50 = 700.8 \text{K}$$

根据图 7-30, 取  $T_i = 701 \text{K}$  作曲线。如图 7-39, 当  $T'_g = 973 \text{K}$  时,  $Q_R/\varphi A_{cp} F = 7.52 \times 10^4 \text{W/m}^2$ , 可以得到 A 点。另假定  $T'_g = 1073 \text{K}$ , 重复上述计算, 又可以得到烟气的黑度  $\varepsilon_g = 0.533$ , 总辐射交换因数  $F = 0.592$  及  $\frac{q_g}{Q_1} = 0.420$ , 则

$$\frac{Q_R}{\varphi A_{cp} F} = (1 - 0.020 - 0.420)$$

$$\frac{13.072 \times 10^6}{178.75 \times 0.592} = 6.918 \times 10^4 \text{ W/m}^2$$

作于图上得到  $B$  点。连接  $A$ 、 $B$  两点得一直线，该直线与曲线的交点，即为所求的辐射室出口的烟气温度

$$T'_g = 1051 \text{ K}$$

10. 校核

(1) 辐射室热负荷  $Q_R$

由  $T'_g = 1051 \text{ K}$ ，查图 7-28 得， $\frac{q_g}{Q_1} = 0.411$

所以

$$Q_R = (1 - 0.02 - 0.0411) \times 13.072 \times 10^6 = 7.438 \text{ MW}$$

占加热炉总热负荷的  $7.438/9.65 = 77.1\%$

(2) 辐射管表面热强度  $q_R$

$$q_R = \frac{7.438 \times 10^6}{0.127\pi(64 \times 12 + 8 \times 3.2)} = 23.49 \text{ kW/m}^2$$

(3) 辐射室油品入口温度  $\tau'$

辐射室出口处油品的总热焓量为

$$132000 \times [0.24 \times 1247.7 + (1 - 0.24) \times 1076] = 40.96 \text{ MW} = 147.47 \text{ GJ/h}$$

辐射室入口处每  $\text{kg}$  油品的热焓为

$$\frac{147.47 \times 10^9 - 7.438 \times 3600 \times 10^6}{1.32 \times 10^5} = 914.3 \text{ kJ/kg}$$

查油品热焓图即得

$$\tau' = 629 \text{ K}$$

(4) 管壁平均温度  $T_1$

$$T_1 = \frac{629 + 678}{2} + 50 = 703.5 \text{ K}$$

与假设  $701 \text{ K}$  相近，故不必重算。

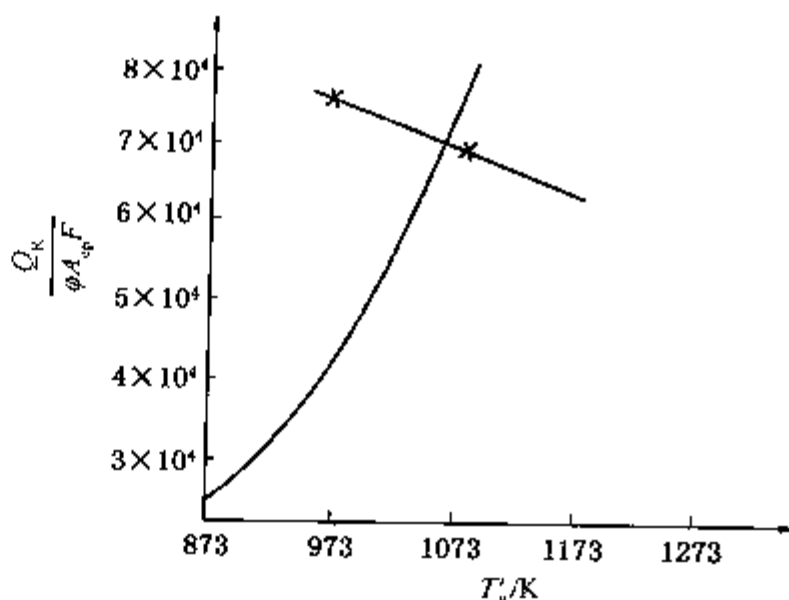


图 7-39 图解法求辐射室烟气出口温度

## 七、辐射传热计算的区域法和蒙特卡罗法简介

管式加热炉辐射室的传热过程与火嘴的结构和排列、燃料的种类、耐火墙的结构和性质、管内被加热介质的性质以及烟气的混合和扩散等诸多因素有关，因此炉膛各点的温度、黑度、烟气的化学组成等也不尽相同。采用零维或一维计算模型如罗伯-伊万斯方法，假定炉膛的烟气温度相同，耐火墙的温度相同等等，虽然计算简便，但对大型加热炉的温度场描述、管壁热强度分布等模拟计算将会带来不便。随着计算机技术的发展，进行更加复杂的计算已成为可能，各种能准确描述辐射传热规律的多维计算模型日益受到重视，区域法和蒙特卡罗法便是其中较为典型的计算方法。

区域法和蒙特卡罗法是将炉膛和管排分成很多小区，各区有自己的温度和传热等参数，

称为多维模型，通过列方程组和计算机数值求解，可进行大型管式加热炉的设计计算。

(一) 区域法

1954 年霍特尔(Hottel)便提出了用区域法计算炉膛内的辐射传热的学术思想。采用该方法可以计算出炉膛的烟气温度分布、炉墙温度分布、管壁温度分布等。该方法理论较完备，精度较高，因而受到推崇。

由于管式加热炉炉膛内的烟气、耐火墙、炉管各自的温度和性质既不均匀也不相同，如果在几何上将它们分成若干单元，并把每一单元称为一个区，当这些区足够小的时候，或者说当炉膛大小一定而区的数量足够多的话，每一区的温度、性质将趋于相同。每一区在发射辐射能的同时又接受来自其他各区的辐射能。如果该区为炉管表面区，它将传递一定的热量给管内介质；如果该区为耐火墙表面区，它将传递一定的热量给周围介质；如果该区为燃料燃烧区，它将接受一定量的燃烧热；如果该区为气体区，它将传递一定的热量给管排，等等。于是，计算整个炉膛的辐射热交换就变成了具体地计算各小区域之间的辐射热交换。计算出各区域的温度，也就相应地得到了温度分布。

区域法计算辐射传热的基本点是提出了交换面积这个概念，用以计算受热区接受发射区热量的大小。所以计算各种交换面积是区域法的核心。

关于区域的划分，对于箱式炉或立式炉，把耐火墙表面或当量管表面划分成若干个正方形或长方形，把烟气空间划分为若干立方体或长方体；对于圆筒炉，把侧墙和当量管表面划分为若干圆柱面，把上下底耐火墙划分为若干环形和圆形面，把烟气空间划分为若干圆柱体和环柱体。分别见图 7-40 和图 7-41。划分表面而形成的每一几何图形称为表面区，划分烟气空间而形成的每一几何图形为气体区。所分区域的形状应以便于计算而又能反映炉子的几何形状为原则。所划分区域数目的多少应兼顾计算精度和计算量等方面，并与计算机容量相匹配。

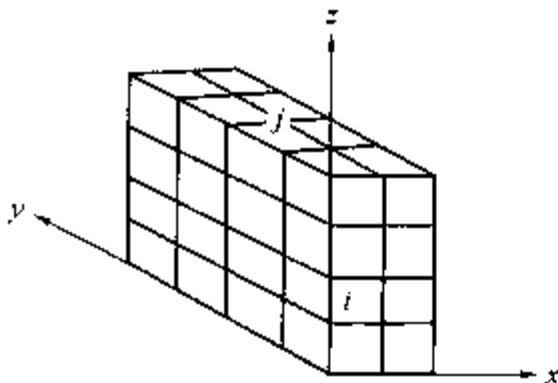


图 7-40 方箱炉分区示意图  
i—表面区；j—气体区

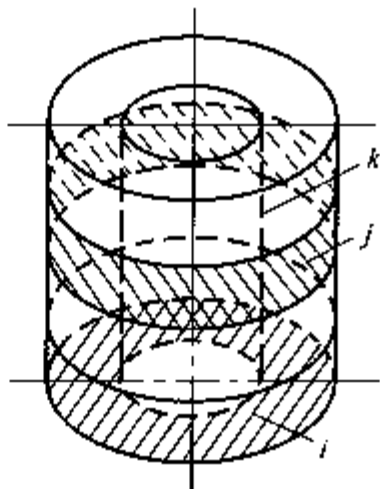


图 7-41 圆筒炉分区示意图  
i—环形表面区；j—柱面表面区；k—环柱体气体区

(二) 蒙特卡罗法

蒙特卡罗法又称统计模拟法，是为分析核反应堆里中子流而导出的。20 世纪 60 年代初首先是霍威尔(Howell)用这种方法对辐射热交换进行了分析，后来被应用于锅炉燃烧室计算、圆筒形炉膛计算及烃类蒸汽转化炉的计算等。理论和实践证明，该方法计算辐射传热具有数学模型简单，电算程序短等优点，对炉型结构复杂、表面发射与反射不遵守兰贝特定律、考虑烟气实际性质等情况，相对区域法而言，优点尤其突出。

蒙特卡罗法沿用了区域法的分区方法，即在进行计算时把系统分为若干表面区和气体

区。所不同的是用能束来模拟发射、吸收、反射等实际物理过程，统计每区能束的得失从而计算辐射热交换。能束从发射开始直到最后被表面或气体吸收的全部历程是由一系列随机数来决定的。这些随机数决定其发射位置、方向、光谱区间、行程长度以及反射和吸收。和热射线的运行一样，能束在均匀介质中按直线前进。如果对能束进行跟踪，记录它自发射到被吸收的历程，并为吸收区记分，最后可以统计出系统中各区发射和吸收能束数的多少，以此作为温度分布、热通量的计算基础。

用蒙特卡罗法计算辐射传热主要需解决两大问题：一个是抽样问题，由随机数决定能束的发射位置、方向、行程长度、吸收还是反射；另一个是能束的跟踪问题，统计各区的能束得失数。鉴于统计法的固有特点，蒙特卡罗法的计算误差相对较大。

### 第九节 对流室的传热计算

对流室在整个管式加热炉中虽然不占主要地位，但对降低排出的烟气温度，减少热损失，提高全炉热效率仍是极为重要的。一般，辐射-对流型炉子比全辐射型炉子的热效率高20%~30%。从国外发展的趋势看出，辐射室和对流室的热负荷分配比发生了很大的变化。过去的分配比是辐射室:对流室:烟气损失=50:20:30；而现在的分配比是40:50:10。一般，加热炉对流室中都采用钉头管或翅片管，有严格的吹灰措施。有的还采用了联合烟道，将多个加热炉的烟气集中，以加热原料和产生热水或水蒸气。

对流室传热计算的目的，就是要确定对流室的传热面积 $A_c$ 和对流管表面热强度 $q_c$ 。计算的方法和换热器计算非常类似。但其不同点是：管外除烟气对管束的对流放热外，还应考虑烟气的辐射和炉墙对管束的辐射换热作用。

#### 一、对流室的热负荷

对流室的热负荷等于加热炉的总热负荷减去辐射室的热负荷。其中对流室最下一排管（遮蔽管）包括在辐射室中。如果在对流室中敷设有热水管或过热蒸汽管，则这部分热水或水蒸气所吸收的热量，也应包括在对流室的热负荷中。对流室的热负荷为

$$Q_c = Q - Q_R \tag{7-116}$$

式中  $Q$ ——加热炉的总热负荷，kW；  
 $Q_R, Q_c$ ——辐射室和对流室的热负荷，kW。

#### 二、平均温度差

从有关燃料燃烧的一节已知，烟气出对流室的温度与管内介质进入对流室的温度要保持一定的温度差。并且，一般是根据炉子热效率的要求，先规定上述温度差的大小，再确定烟气出对流室的温度。

对流室的平均温度差，应根据烟气的流动方向与管束平行或是垂直，以及管内介质的进出口与烟气进出口的相对位置不同而不同。参考图7-42，对流室的平均温度差的计算方法如下：

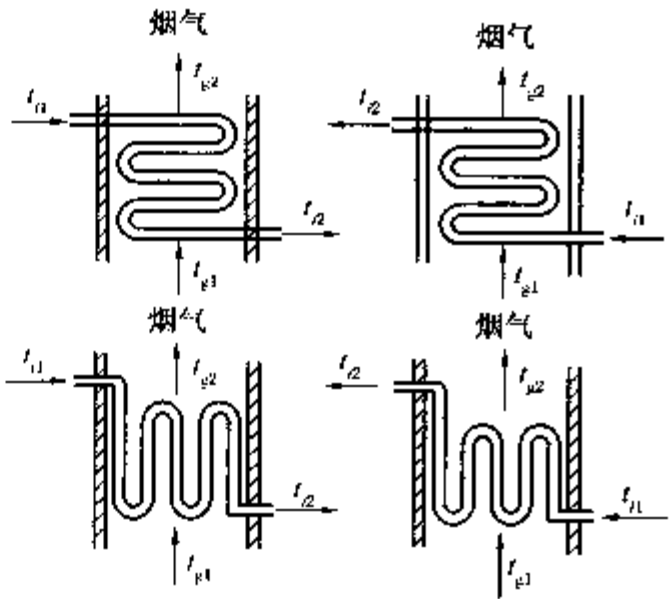


图 7-42 管内、外流体流动方向的相互关系

1. 烟气流动方向与管束垂直

$$\Delta t = \frac{(t_{g1} - t_{g2}) - (t_{i1} - t_{i2})}{\ln\left(\frac{t_{g1} - t_{i2}}{t_{g2} - t_{i1}}\right)} \tag{7-117}$$

2. 烟气流动方向与管束平行

$$\Delta t = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} \tag{7-118}$$

其中

$$\Delta t_1 = \frac{(t_{g1} - t_{i1}) - (t_{g1} - t_{i2})}{\ln\left(\frac{t_{g1} - t_{i1}}{t_{g1} - t_{i2}}\right)} \tag{7-119}$$

$$\Delta t_2 = \frac{(t_{g2} - t_{i1}) - (t_{g2} - t_{i2})}{\ln\left(\frac{t_{g2} - t_{i1}}{t_{g2} - t_{i2}}\right)} \tag{7-120}$$

三、对流室的主要尺寸

仅以对流管横向排列的圆筒炉为例。对流室的长度和宽度一般应满足以下几点要求：

1. 对流室的外形长度

考虑到检修时，便于向上抽出辐射管，故对流室的外形长度可按下式确定：

$$L_k = D' - (0.4 \sim 0.6) \tag{7-121}$$

式中  $D'$  为辐射室节圆直径，单位为 m。

2. 对流管的有效长度

可参考图 7-43，由下式计算对流管的有效长度：

$$L_c = L_k - 2(0.2 + h_1 + h_2) \tag{7-122}$$

式中  $h_1$ ——对流管弯头的高度，m；

$h_2$ ——对流室两端管板厚度（包括保温层），m。

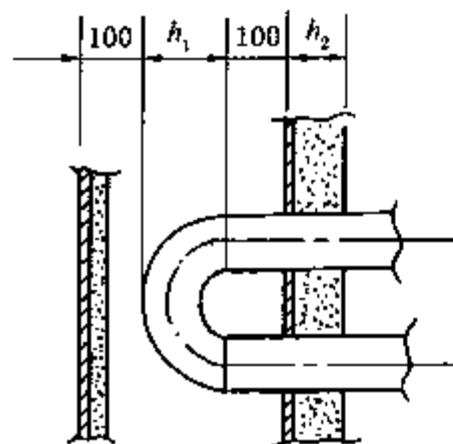


图 7-43 对流室结构示意图

3. 对流室的宽度

要确定对流室的宽度，首先应确定对流室每排炉管数。一般，对流管选用与辐射管相同的直径及相同的管程数。而对流室每排炉管数应为管程数的整数倍。每排炉管数确定后即可根据下列情况求出对流室的净宽度。

对流管采用光管，三角形排列时：

$$b = (n_w + 0.5) S_c \tag{7-123}$$

对流管采用钉头管或翅片管，三角形排列时：

$$b = (n_w - 0.5) S_c + d_c + 2\{l + (0.03 \sim 0.05)\} \tag{7-124}$$

式中  $b$ ——对流室净宽，m；

$n_w$ ——每排炉管根数；

$S_c$ ——对流室炉管管心距，m；



$d_c$ ——对流管外径, m;

$l$ ——钉头或翅片高度, m。

#### 4. 烟气的质量速度

对流室最窄截面处烟气的质量速度应在规定范围内。当对流管采用光管时,  $S_c = 1.5 \sim 2d_c$ , 烟气的质量速度为  $1.5 \sim 2\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ; 当采用钉头管或翅片管时,  $S_c = 2 \sim 2.4d_c$ , 烟气的质量速度为  $2 \sim 4\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。是否在规定范围内应按下式进行核算:

$$G_g = \frac{m_g}{3600(L_c b - a_f n_w)} \quad (7-125)$$

式中  $m_g$ ——烟气的质量流量, kg/h;

$a_f$ ——每根光管或钉头管所占的流通截面积,  $\text{m}^2$ ;

$n_w$ ——每排对流管的根数。

如果计算出来的  $G_g$  不符合要求, 则应适当调整  $n_w$  或  $L_c$ 。

标准国产钉头管的有关尺寸详见附录 27。有关钉头管或翅片管每根所占的流通截面积为

$$a_f = \left( d_c + \frac{1}{d'_p} \times d_s \times l \times 2 \right) L_c \quad (7-126)$$

式中  $d_s$ ——钉头直径或翅片厚度, m;

$d'_p$ ——纵向钉头或翅片间距, m;

$l$ ——钉头或翅片高度, m;

$L_c$ ——对流管有效长度, m。

立式炉的对流室长度一般与辐射室的长度相同, 对流室宽度确定方法与圆筒炉相同。

### 四、对流管的总传热系数

对流管的总传热系数由管内介质的对流传热系数和管外综合传热系数组成。

(一) 管内介质的对流传热系数  $\alpha_i$

炉管内介质的流动, 当介质温度达到泡点以前, 只存在着液体, 即单相流。当介质温度达到泡点时, 管内开始出现气体, 并随着温度的升高, 气体所占的比例愈来愈大, 即两相流。关于两相流的传热计算, 可以参考文献[8]。这里, 只介绍单相流在管内作受迫运动时的对流传热系数的准数方程式, 通常采用西德尔-泰特(Sieder and Tate)准数式进行计算, 即

$$\alpha_i = 0.027 \frac{\lambda}{d_i} Re^{0.8} Pr^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_1} \right)^{0.14} \quad (7-127)$$

式中  $\lambda$ ——管内介质的导热系数,  $\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ;

$d_i$ ——管内径, m;

$Re$ ——雷诺数,  $Re = \frac{d_i G_i}{\mu}$ ;

$Pr$ ——普朗特数,  $Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda}$ ;

$\mu, \mu_1$ ——管内介质在平均温度和管壁温度下的黏度,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ;

$G_i$ ——管内介质的质量速度,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;

$c_p$ ——管内介质的定压比热容,  $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 。

式(7-127)使用的条件是:  $Re > 10^4$ ,  $0.7 < Pr < 16700$ ,  $L/d_i > 60$  (其中  $L$  为管长)。适用于黏性液体, 如石油馏分等。对于空气, 则应用 0.023 代替 0.027。

由于在某些管内介质为油品的加热炉中, 对流室管外烟气膜的热阻比管内油品液膜的热阻大得很多, 即关键热阻在气膜。此时, 为了简化计算, 可以根据经验选取管内油品的对流传热系数。例如: 当管内为原油时,  $\alpha_i = 1163 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ; 管内为裂化原油时,  $\alpha_i = 930 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ; 管内为重油时,  $\alpha_i = 698 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。

加热炉炉管在操作一段时间以后, 管内流体可能会析出一部分固体, 或者是炉管局部过热, 使流体分解、缩合引起结垢, 这种现象一般叫做管内结垢。结垢物随着操作时间的延长而愈来愈厚, 严重妨碍传热的进行。这种由于结垢而产生的热阻叫做结垢热阻。炉管管内的结垢热阻  $R_i$  的数值, 可参考附录 28。

故管内包括结垢热阻在内的对流传热系数为

$$\alpha_i^* = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_i} + R_i} \quad (7-128)$$

式中结垢热阻  $R_i$  的单位为  $\text{m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$ 。

## (二) 管外综合传热系数 $h_o$

对流室中管外的传热过程和一般的换热器壳程不同, 除了烟气以对流方式向管束和炉墙传热外, 烟气同时以热辐射方式向管束和炉墙传递热量, 而炉墙还向管束辐射热量。所以, 对流室的管外综合传热系数  $h_o$ , 实际上包括烟气的对流传热系数  $\alpha_{oc}$ 、烟气的辐射系数  $h_{or}$  及炉墙的辐射系数  $h_{ow}$  三部分。

### 1. 烟气的对流传热系数 $\alpha_{oc}$

烟气流动的方向与管束的相互位置有两种情况: 一是烟气流动的方向与管束平行, 此时烟气的对流传热系数的计算公式可参考文献[8]; 此处着重介绍烟气流动的方向与管束垂直的情况, 即烟气横过管束的对流膜传热系数, 一般可用努塞尔(Nusselt)形式的准数方程式计算:

$$\alpha_{oc} = a \frac{\lambda_g}{d_c} \left( \frac{d_c G_g}{\mu_g} \right)^{0.6} \left( \frac{c_p \mu_g}{\lambda_g} \right)^{1/3} \quad (7-129)$$

式中  $a$ ——与管束的排列形式有关的系数, 当管束为正三角形排列时,  $a = 0.33$ ; 当管束为正方形排列时,  $a = 0.26$ ;

$\lambda_g$ ——烟气的导热系数,  $\text{W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ;

$c_p$ ——烟气的定压比热容,  $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ;

$\mu_g$ ——烟气的黏度,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

式(7-129)的应用条件是: 烟气的雷诺数  $Re_g > 3000$ 。

蒙拉特(Monrad)在几种不同类型的加热炉上, 采用不同的操作条件, 得出了大量的试验数据。他最后归纳出了一个比式(7-129)更为简单的关系式, 理论计算与实际结果误差在 10% 以内。由于烟气的导热系数, 比热容和黏度都是温度的函数。因此, 光管管外的对流传热系数的计算式为

$$\alpha_{oc} = 1.098 \frac{G_{\max}^{2/3} T_g^{0.3}}{d_c^{1/3}} \quad (7-130)$$

式中  $G_{\max}$ ——烟气在最小自由截面处的质量速度,  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;

$T_g$ ——烟气的平均温度, 应等于管内介质的平均温度加上对数平均温差  $\Delta t$ , K。

## 2. 翅片管和钉头管的对流传热系数 $\alpha_{of}$

在对流室中, 为了回收更多的热量, 增加传热面积, 而又不增加对流室的高度, 往往采用翅片管或钉头管。但是, 采用翅片管或钉头管会增加烟气流动的阻力, 也会引起烟尘在翅片或钉头上积沉, 使传热效果变坏。所以, 必须采取相应的增加对流室抽力和吹灰的措施。关于翅片管或钉头管的对流传热系数的计算, 加德纳 (Gardner) 提出了翅片效率的概念, 他定义翅片效率为翅片单位表面积通过的平均热量与光管单位表面积通过的平均热量的比值。他还提出了各种不同类型的翅片管和钉头管翅片效率的计算图表。因此, 只要得到了翅片效率  $\Omega$ , 就可以通过与计算光管的对流传热系数相同的方法得到翅片管或钉头管的对流传热系数。如仍以光管外表面积为基准, 则翅片管或钉头管的对流传热系数为

$$\alpha_{of} = \alpha_f \left( \frac{A_t + \Omega A_f}{A_0} \right) \quad (7-131)$$

式中  $\alpha_f$ ——翅片管或钉头管表面传热系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ;

$A_0$ ——光管的外表面积,  $\text{m}^2/\text{m}$ ;

$A_t$ ——翅片管或钉头管的光管部分的面积,  $\text{m}^2/\text{m}$ ;

$A_f$ ——翅片管或钉头管的翅片或钉头部分的面积,  $\text{m}^2/\text{m}$ ;

$\Omega$ ——翅片效率。

关于钉头管的表面传热系数  $\alpha_f$ , 当烟气流动方向与管束垂直时, 可以采用式 (7-130) 计算, 将式中  $\alpha_{oc}$  改为  $\alpha_f$ ,  $d_c$  改用当量直径  $d_e$ ,  $d_e$  定义为: 4 倍自由截面积除以传热周边长。

环形翅片管一般多采用圆形翅片, 且烟气流动方向与管束垂直。对正三角形排列的管束, 布里吉什 (Briggs) 通过实验提出了如下准数方程式, 以计算环形翅片管的表面传热系数:

$$\alpha_f = 0.1378 \frac{\lambda_g}{d_c} \left( \frac{d_c G_{\max}}{\mu_g} \right)^{0.718} \left( \frac{C_p \mu_g}{\lambda_g} \right)^{1/3} \left( \frac{d'_p}{l} \right)^{0.296} \quad (7-132)$$

式中  $d_c$ ——光管的外径, m;

$d'_p$ ——翅片与翅片间的间隙, m;

$l$ ——翅片高, m。

翅片管和钉头管的翅片效率  $\Omega$ , 可分别查图 7-44 和图 7-45。对钉头直径不变的钉头管的翅片效率, 也可以用下列公式计算

$$\Omega = \frac{t_g h (X \cdot l)}{X \cdot l} \quad (7-133)$$

式中参数  $X$  为

$$X = \left( \frac{4\alpha_f}{\lambda_f \cdot d_s} \right)^{1/2} \quad (7-134)$$

式中  $\alpha_f$ ——钉头管的表面传热系数,  $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ;

$\lambda_f$ ——钢材的导热系数,  $\lambda_f = 43 \text{ W}/(\text{m} \cdot \text{K})$ ;

$d_s$ ——钉头的直径, m。

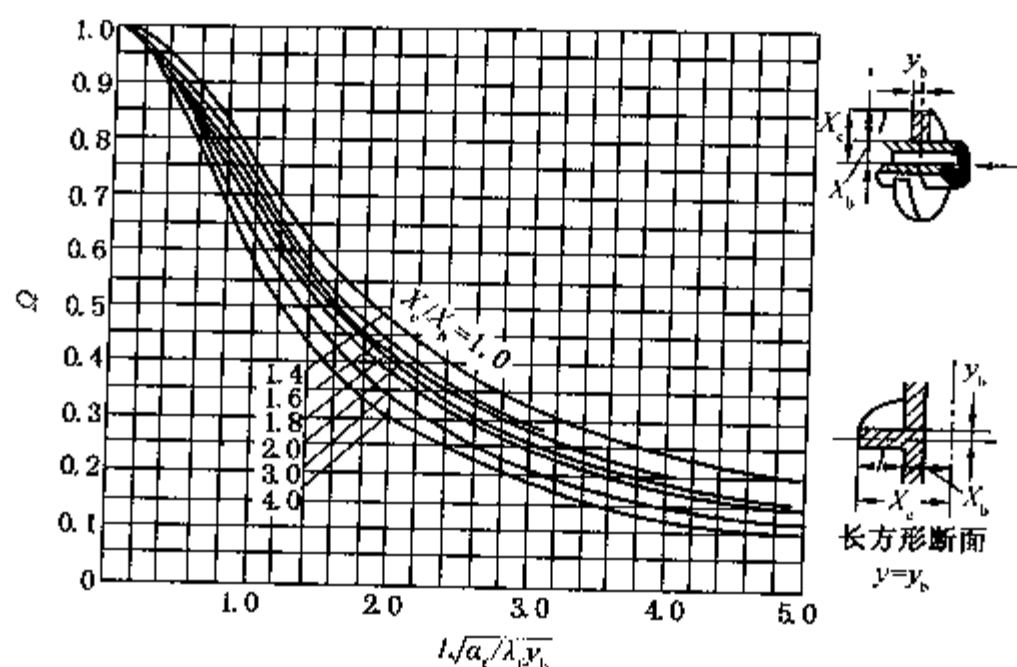


图 7-44 翅片管的翅片效率

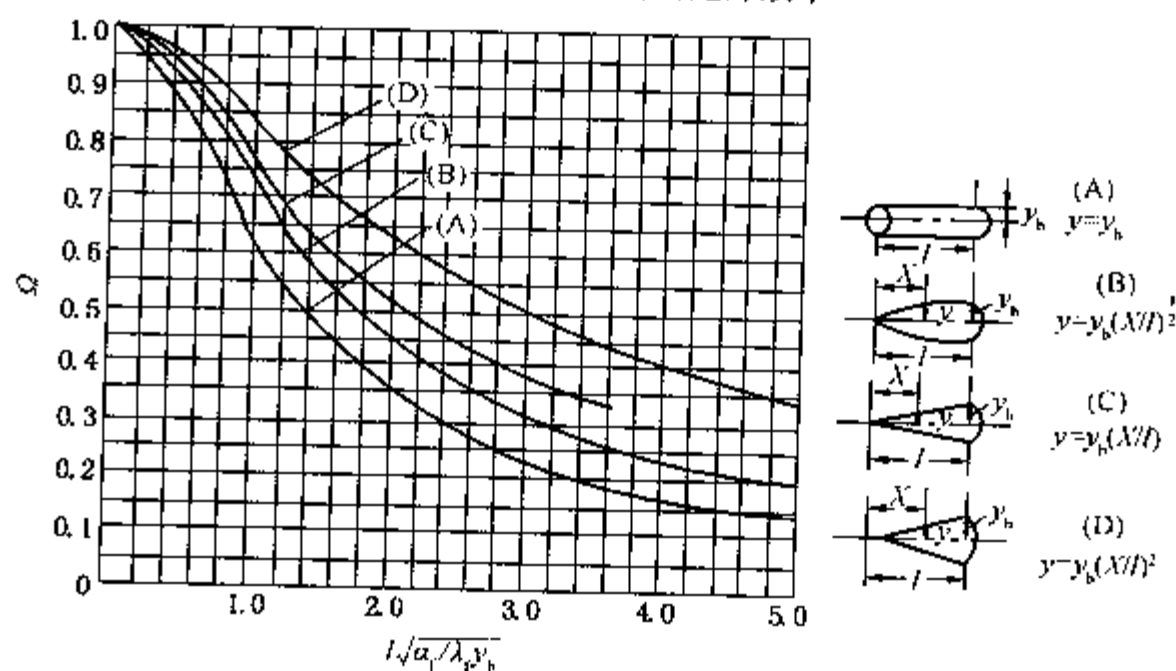


图 7-45 钉头管的翅片效率

### 3. 烟气的辐射系数 $h_{or}$

烟气对管排的辐射换热，可以按气体与外壳间的辐射换热情况来处理，即

$$h_{or} = \frac{5.67 \times \frac{1 + \varepsilon_1}{2} \left[ \varepsilon_g \left( \frac{T_g}{100} \right)^4 - \alpha_g \left( \frac{T_1}{100} \right)^4 \right]}{T_g - T_1} \quad (7-135)$$

式中  $\varepsilon_1$ ——管壁的黑度， $\varepsilon_1=0.9$ ；

$\varepsilon_g$ ——气体的黑度；

$\alpha_g$ ——气体的吸收率；

$T_g, T_1$ ——气体和管壁的温度，K。

对流室管束一般按正三角形排列，如管心距为  $S_c$ ，则排心距为  $S_b=0.866S_c$ 。烟气的黑度  $\varepsilon_g$  和吸收率  $\alpha_g$  与吸收气体的分压  $p$  和平均辐射长度  $L$  的乘积有关，分压  $p$  只要确定了，燃料的过剩空气系数就确定了；而平均辐射长度  $L$  的计算，可参考文献[12]，有如下经验公式：

$$\text{当 } \frac{S_c + S_b}{d_c} \leq 7 \text{ 时, } L = \left( 1.87 \frac{S_c + S_b}{d_c} - 4.1 \right) d_c \quad (7-136)$$

$$\text{当 } 7 < \frac{S_c + S_b}{d_c} < 13 \text{ 时, } L = \left( 2.82 \frac{S_c + S_b}{d_c} - 10.6 \right) d_c \quad (7-137)$$

对翅片管或钉头管, 烟气的平均辐射长度  $L$  可近似取为相邻两炉管的翅片或钉头顶端距离  $d_p''$  的 4~6 倍。

烟气的黑度可参考本章第八节叙述的方法进行计算。有时, 也可以采用经验数据进行插值。数据如下:

$L/m$	$\varepsilon_g$
0.05	0.07
0.13	0.10
0.26	0.14
0.39	0.17

烟气的吸收率, 当管壁温度较低时, 即  $T_g^4 \gg T_i^4$ , 可取  $\alpha_g \approx \varepsilon_g$ , 不致引起很大的误差。

从以上所述可以看出: 当对流室结构尺寸变化不大时, 即  $L$  变化不大时, 烟气的辐射系数  $h_{or}$  仅为烟气温度  $T_g$  和管壁温度  $T_i$  的函数。因此, 可以标绘成如图 7-46 的曲线。这里, 烟气温度  $T_g$  等于管内介质的平均温度加上对流室的对数平均温差; 管壁温度  $T_i$  等于管内介质的平均温度加上 50K。

#### 4. 炉墙的辐射系数 $h_{ow}$

蒙拉特对炉墙的辐射作了两点近似假定: 第一, 不考虑炉墙的散热损失; 第二, 烟气对炉墙与

烟气对管束的对流传热系数相等。根据热量平衡原理, 烟气传给炉墙的对流热量和辐射热量之和, 等于炉墙辐射给管束的热量, 即

$$(\alpha_{oc} + h_{or})(T_g - T_w)A_w = h_{ow}(T_w - T_i)A_w$$

式中  $\alpha_{oc}$ ——烟气的对流传热系数,  $W/(m^2 \cdot K)$ ;

$h_{or}, h_{ow}$ ——分别为烟气和炉墙的辐射系数,  $W/(m^2 \cdot K)$ ;

$A_w$ ——炉墙的表面积,  $m^2$ ;

$T_g, T_w, T_i$ ——分别表示烟气、炉墙和管壁的温度, K。

这里, 定义炉墙辐射给管束的热量与烟气对流和辐射给管束的热量之比, 叫做炉墙辐射校正系数  $f$ 。则

$$\begin{aligned} f &= \frac{h_{ow}(T_w - T_i)A_w}{(\alpha_{oc} + h_{or})(T_g - T_i)A_c} \\ &= \frac{h_{ow}(T_w - T_i)A_w}{[(\alpha_{oc} + h_{or})(T_g - T_w) + (\alpha_{oc} + h_{or})(T_w - T_i)]A_c} \\ &= \frac{h_{ow}(T_w - T_i)A_w}{[h_{ow}(T_w - T_i) + (\alpha_{oc} + h_{or})(T_w - T_i)]A_c} \end{aligned}$$

$$\text{或} \quad f = \frac{h_{ow}A_w}{(\alpha_{oc} + h_{or} + h_{ow})A_c} \quad (7-138)$$

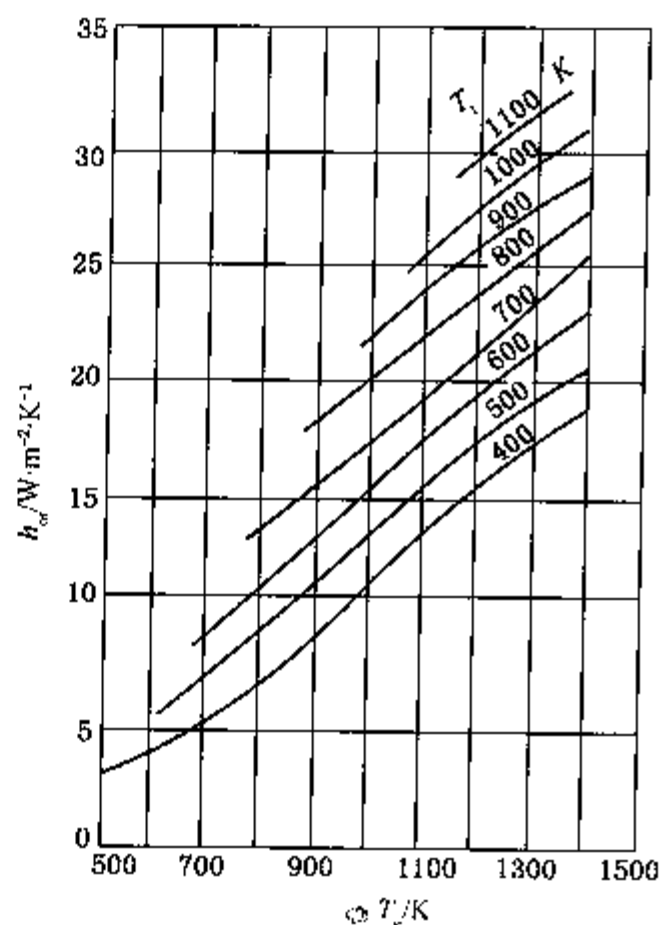


图 7-46 对流室中烟气的辐射系数

式中  $A_c$  为对流管的表面积,  $m^2$ 。

关于炉墙的辐射系数  $h_{or}$ , 蒙拉特假定炉墙和管束为两个无限大的平行平面间的换热, 并设  $T_w = 1.25T_i$  及  $\varepsilon_w = 1$ , 导出了如下关系式:

$$h_{or} = 228\varepsilon_i \left( \frac{T_i}{1000} \right)^3 \quad (7-139)$$

此处  $T_i$ ——管壁平均温度, K;

$\varepsilon_i, \varepsilon_w$ ——管壁和炉墙的黑度。

因此, 包括烟气辐射和炉墙辐射在内的对流管管外综合传热系数为

$$h_o = (1+f)(\alpha_{oc} + h_{or}) \quad (7-140)$$

式中  $f$ ——炉墙辐射校正系数;

$\alpha_{oc}$ ——对光管应为对流传热系数, 用式(7-130)求得; 而对翅片管或钉头管则为表面传热系数  $\alpha_f$ , 用式(7-130)或式(7-132)计算, 同时, 式(7-128)中的  $A_c$  也应改为  $(A_i + A_f)$ ;

$h_{or}$ ——烟气的辐射系数,  $W/(m^2 \cdot K)$ 。

加热炉在操作一段时间以后, 炉管外表面也会因为燃料中含有灰分或燃烧不完全, 而产生结垢热阻。管外结垢热阻  $R_o$  的大小和燃料的种类(液体燃料或气体燃料)、燃料的性质(燃料的组成及重金属含量)、对流室中是否设置吹灰器及吹灰的次数等都有关系。根据锅炉烧燃料的经验: 对使用气体燃料或设有吹灰设备的使用液体燃料的加热炉, 可取  $R_o = 0.0043 m^2 \cdot K/W$ ; 对没有吹灰设备的使用液体燃料的加热炉, 可取  $R_o = 0.0086 m^2 \cdot K/W$ 。

故包括结垢热阻在内的管外综合传热系数为

$$h_o^* = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + R_o} \quad (7-141)$$

式中  $h_o$ ——对流管管外综合传热系数,  $W/(m^2 \cdot K)$ ;

$R_o$ ——管外结垢热阻,  $m^2 \cdot K/W$ 。

(三) 对流管的总传热系数  $K_c$

如以管子的外表面积为基准, 则光管的总传热系数为

$$K_c = 1 / \left( \frac{1}{\alpha_i^*} \cdot \frac{A_o}{A_i} + \frac{\delta}{\lambda_w} \cdot \frac{A_o}{A_m} + \frac{1}{h_o^*} \right) \quad (7-142)$$

式中  $A_i, A_o, A_m$ ——光管管内、管外和平均表面积,  $m^2/m$ ;  $A_m = \frac{A_i + A_o}{2}$ ;

$\delta$ ——管壁厚度, m;

$\lambda_w$ ——管壁导热系数,  $W/(m \cdot K)$ ;

$\alpha_i^*, h_o^*$ ——包括结垢热阻在内的管内对流传热系数和管外综合传热系数,  $W/(m^2 \cdot K)$ 。

翅片管或钉头管的总传热系数为

$$K_c = 1 / \left( \frac{1}{\alpha_i^*} \cdot \frac{A_o}{A_i} + \frac{\delta}{\lambda_w} \cdot \frac{A_o}{A_m} + \frac{1}{h_o^*} \cdot \frac{A_o}{A_i + \Omega A_f} \right) \quad (7-143)$$

式中  $A_i, A_f$ ——翅片管或钉头管的光管部分和翅片部分的面积,  $m^2/m$ ;

$\Omega$ ——翅片效率。

## 五、对流管的全表面积与表面热强度

对流管的全表面积或传热面积为

$$A_{\text{cl}} = \frac{Q_c}{K_c \cdot \Delta t} \quad (7-144)$$

由此可以确定对流管的总排数为

$$N_c = \frac{A_{\text{cl}}}{\pi d_c L_c n_w} \quad (7-145)$$

式中  $d_c$ ——对流管外径, m;

$L_c$ ——对流管有效长度, m;

$n_w$ ——每排对流管的根数。

对流管的表面热强度为

$$q_c = \frac{Q_c}{A_{\text{cl}}} \quad (7-146)$$

式中  $q_c$  的单位为  $\text{W}/\text{m}^2$ 。

【例 7-6】 根据例 7-4 和例 7-5 的条件及计算结果, 进行对流室的传热计算。

解: 1. 由式(7-116)得对流室的热负荷为

$$\begin{aligned} Q_c &= Q - Q_R \\ &= 9.650 - 7.438 \\ &= 2.212 \text{ MW} \end{aligned}$$

2. 求对流室的对数平均温差

$$\begin{array}{r} \text{烟气温度 } 1051 \rightarrow 710\text{K} \\ \text{油品温度 } 629 \leftarrow 610\text{K} \\ \hline 422 \quad 100 \end{array}$$

所以

$$\Delta T = \frac{422 - 100}{\ln \frac{422}{100}} = 223.6 \text{ K}$$

$$\text{油品平均温度 } \tau_m = \frac{610 + 629}{2} = 619.5 \text{ K}$$

$$\text{烟气平均温度 } T_f = \tau_m + \Delta T = 843.1 \text{ K}$$

$$\text{管壁平均温度 } T_t = \tau_m + 50 = 669.5 \text{ K}$$

3. 对流室主要尺寸

由例 7-5 知: 对流室宽为 2.142m, 长为 3.2m, 每排 8 根  $\phi 127\text{mm} \times 8\text{mm}$  管子, 除遮蔽管选用光管外, 其余各排都采用钉头管, 管心距为  $2d_c$ 。选标准钉头管见附录 27, 钉头直径为 12mm, 每周钉头数 12 个, 钉头纵向间距 16mm, 钉头高 25mm。则由式(7-126)每根钉头管所占的流通截面积为

$$\begin{aligned} a_f &= \left( 0.127 + \frac{0.012 \times 0.025 \times 2}{2 \times 0.016} \right) \times 3.2 \\ &= 0.4664 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

由式(7-125)有对流室最窄截面处烟气的质量速度为

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{22500}{3600 \times (3.2 \times 2.142 - 0.4664 \times 8)} \\ &= 2.00 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}) \end{aligned}$$



## 4. 总传热系数

(1) 管内油品的对流传热系数  $\alpha_i$ 取  $\alpha_i = 698 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 由附录 28 查得管内结垢热阻  $R_i = 0.000344 \text{ m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$ , 由式(7-128)得

$$\alpha_i^* = \frac{1}{\frac{1}{698} + 0.000344} = 563 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

(2) 管外综合传热系数  $h_o$ 

由式(7-130)可以计算钉头管管外的对流给热系数  $\alpha_r$ , 但式中  $d_c$  应改为当量直径  $d_e$ 。因为, 自由截面积为

$$3.2 \times 2.142 - 0.4664 \times 8 = 3.1232 \text{ m}^2$$

传热周边长为

$$\left[ 0.025 \times 2 \times \frac{1}{0.016 \times 2} + \left( 1 - \frac{0.012}{0.016 \times 2} \right) \right] \times 2 \times 8 \times 3.2 = 112.0 \text{ m} \bullet$$

故当量直径应为

$$d_e = 4 \times \frac{3.1232}{112.0} = 0.1115 \text{ m}$$

所以

$$\begin{aligned} \alpha_r &= 1.098 \times \frac{2.0^{2/3} \times 843.1^{0.3}}{0.1115^{1/3}} \\ &= 1.098 \times \frac{1.587 \times 7.547}{0.4813} \\ &= 27.32 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

下面由式(7-133)计算翅片效率, 其中参数

$$\begin{aligned} X &= \left( \frac{4\alpha_r}{\lambda_f d_f} \right)^{1/2} \\ &= \left( \frac{4 \times 27.32}{43 \times 0.012} \right)^{1/2} \\ &= 14.553 \end{aligned}$$

所以

$$\Omega = \frac{\tanh(14.553 \times 0.025)}{14.553 \times 0.025} = \frac{0.3486}{0.3638} = 0.958$$

由式(7-135)可以计算出烟气的辐射系数

$$\begin{aligned} h_{or} &= 5.67 \times \frac{1 + 0.9}{2} [8.431^4 - 6.695^4] \times 0.17 \\ &= 16.05 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

其中烟气的黑度系数根据烟气的平均辐射长度  $L = (0.127 - 2 \times 0.025) \times 5 = 0.385 \text{ m}$ , 插值得到  $\varepsilon_g = 0.17$ 。

炉墙的辐射系数由式(7-139)得到

$$h_{ow} = 228 \times 0.9(0.6695)^3 = 61.58 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

● 因为相邻两周钉头为交错排列, 故用二倍间距  $(0.016 \times 2)$  作为除数。

由式(7-138)可以进一步得到炉墙辐射校正系数为

$$f = \frac{61.58 \times A_w}{(27.32 + 16.05 + 61.58) \times (A_i + A_r)}$$

其中：炉墙面积  $A_w = 2 \times 0.254 \times 0.866 = 0.440\text{m}^2/\text{m}$ ；

$$\text{管外表面积 } A_i = \left( \pi \times 0.127 - \frac{\pi}{4} \times 0.012^2 \times 12 \times \frac{1}{0.016} \right) \times 8 = 2.513\text{m}^2/\text{m}$$

$$\text{钉头外表面积 } A_r = \pi \times 0.012 \times 0.025 \times 12 \times \frac{1}{0.016} \times 8 = 5.655\text{m}^2/\text{m}$$

$$f = \frac{61.58 \times 0.440}{104.95 \times 8.168} = 0.0316$$

因此，管外综合传热系数为

$$h_0 = (1 + 0.0316)(27.32 + 16.05) = 44.74\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

如选取管外结垢热阻  $R_0 = 0.0086\text{m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$ ，则包括结垢热阻在内的管外综合传热系数为

$$h_0^* = \frac{1}{\frac{1}{44.74} + 0.0086} = 32.31\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

(3) 对流管的总传热系数  $K_c$

光管管内、管外和平均表面积分别为

$$A_i = \pi \times 0.111 \times 8 = 2.790\text{m}^2/\text{m}$$

$$A_o = \pi \times 0.127 \times 8 = 3.192\text{m}^2/\text{m}$$

$$A_m = (2.790 + 3.192)/2 = 2.991\text{m}^2/\text{m}$$

故以管子外表面积为基准的钉头管的总传热系数为

$$\begin{aligned} K_c &= 1 / \left( \frac{1}{563} \times \frac{3.192}{2.790} + \frac{0.008}{43} \times \frac{3.192}{2.991} + \frac{1}{32.31} \times \frac{3.192}{2.513 \times 0.958} \right) \times 5.655 \\ &= 1 / (2.032 \times 10^{-3} + 1.985 \times 10^{-4} + 1.2457 \times 10^{-2}) \\ &= 68.09\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}) \end{aligned}$$

(4) 对流管总表面积及管排数

由式(7-144)有

$$A_{G1} = \frac{2.212 \times 10^6}{68.09 \times 223.6} = 145.3\text{m}^2$$

由式(7-145)可以算出对流管的总排数为

$$N_c = \frac{145.3}{\pi \times 0.127 \times 3.2 \times 8} = 14.2 \approx 15 \text{ 排}$$

不包括遮蔽管，实际对流管总表面积为

$$A_{G1} = \pi \times 0.127 \times 3.2 \times 8 \times 15 = 153.21\text{m}^2$$

对流管根数为 120 根。对流室的高度为

$$2 \times 0.866 \times 0.127 \times (15 + 1) = 3.52\text{m}$$

(5) 对流管的表面热强度

$$q_c = \frac{2.212 \times 10^6}{153.21} = 14438\text{W}/\text{m}^2$$

## 第十节 烟囱的设计计算

烟囱是加热炉不可缺少的一部分，它的主要作用是产生一定的抽力，使烟气在加热炉中不断流动，并将高温烟气向高空排放，以减少烟气对环境的污染。加热炉用的烟囱可由钢、砖或混凝土制成，可以设置在炉子旁边，也可以放在炉子顶上。不过，一般中、小型圆筒炉或立式炉的烟囱都用钢制成，并放置在炉子顶上。烟气的温度应低于 773K，以避免使用过厚的绝热衬里。总之，在采取自然通风式的加热炉中，一个设计良好的烟囱，应保持炉内有一定的负压，使燃料燃烧所需的空气进入炉内，而高温烟气不能泄漏出炉外。

### 一、烟囱的直径

烟囱的直径主要决定于烟气的流量，在自然通风时，一般可以取烟气质量速度  $G_g = 2.5 \sim 3.5 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，来确定烟囱的内径，即

$$D_i = \sqrt{\frac{4}{\pi} \times \frac{m_g}{(2.5 \sim 3.5) \times 3600}} \quad (7-147)$$

式中  $m_g$ ——烟气的流量，kg/h。

### 二、烟囱的高度

烟囱所需的最低高度是这样确定的，即假定烟囱和对流室所产生的抽力应等于烟气在加热炉和烟囱内流动的总压力降，一般以  $\text{mmH}_2\text{O}$  或 Pa 表示。如果烟气流动的总压力降超过 200 ~ 300Pa，则应考虑装设引风机，即采取强制通风方式。

#### (一) 抽力大小的计算

对于圆筒炉、立式炉或上抽风式箱式炉，因为辐射室和对流室本身都具有一定的高度，所以和烟囱一样也应产生一定的抽力。所谓抽力是由于炉内烟气的密度与大气的密度差别而产生的。但是，在确定烟囱的高度时，一般不将辐射室产生的抽力考虑在内。其原因是：上述管式炉一般都在负压下操作，为了避免炉内出现正压，通常要求辐射室顶部应有 20Pa 的负压。因此，辐射室所产生的抽力只能用来克服空气通过火嘴的压力降和烟气流过辐射室的压力降。在自然通风方式下，空气通过火嘴的压力降一般为 50 ~ 60Pa；烟气流过辐射室的压力降很小，可以忽略不计。这样，在计算烟囱的高度时，既不考虑辐射室产生的抽力，也不考虑空气通过火嘴的压力降。在设计加热炉时规定辐射室顶部为 20Pa；而在操作中，将辐射室顶部作为抽力的控制点，控制在 20Pa。如此处负压太大，则漏入冷空气多，会降低加热炉的总效率；如出现正压，则高温烟气漏出炉外，除降低了加热炉效率外，还会损坏炉子衬里及使钢结构局部过热。

#### 1. 烟囱所产生的抽力 $\Delta p_1$

$$\begin{aligned} \Delta p_1 &= (\rho_a - \rho_g) H_s \cdot \frac{g}{g_c} \\ &= 354 \left( \frac{1}{T_a} - \frac{1}{T_m} \right) H_s \end{aligned} \quad (7-148)$$

式中  $\Delta p_1$ ——烟囱所产生的抽力， $\text{mmH}_2\text{O}$ ；

$H_s$ ——烟囱的最低高度，m；

$g$ ——重力加速度,  $\text{m/s}^2$ ;

$g_c$ ——单位换算系数,  $(\text{N/m}^2)/\text{mmH}_2\text{O}$ ;

$\rho_g$ ——烟气的平均密度,  $\text{kg/m}^3$ 。

假定烟气的相对分子质量为 29, 于是

$$\rho_g = \frac{354}{T_m} \quad (7-149)$$

式中  $T_m$ ——烟气在烟囱中的平均温度, K; 一般取对流室出口烟气温度减去  $50^\circ\text{C}$  ( $323\text{K}$ );

$\rho_a$ ——大气的密度,  $\text{kg/m}^3$ ; 大气的相对分子质量也等于 29, 故

$$\rho_a = \frac{354}{T_a} \quad (7-150)$$

$T_a$ ——大气的温度, K。

由式(7-148)可以看出, 烟囱的抽力与烟囱的高度和气体间的密度差成正比。烟囱越高则抽力越大; 气体间的密度差越大, 抽力也越大。

## 2. 对流室所产生的抽力 $\Delta p_{\parallel}$

$$\Delta p_{\parallel} = 354 \left( \frac{1}{T_a} - \frac{1}{T_f} \right) H_c \quad (7-151)$$

式中  $H_c$ ——对流室高度, m;

$T_f$ ——对流室烟气的平均温度, K。

## (二) 压力降的计算

火嘴的压力降取决于火嘴的型式和种类等, 为了保证有足够的二次空气, 一般取火嘴的压力降为  $50 \sim 60\text{Pa}$  就足够了。前面已经叙述过, 对圆筒炉或立式炉在计算中不必考虑。其余各类压力降分述如下:

### 1. 烟气由辐射室至对流室的压力降 $\Delta p_1$

$$\Delta p_1 = \zeta_1 \frac{w_1^2}{2g_c} \rho_1 \quad (7-152)$$

式中  $w_1$ ——烟气在对流室入口的流速,  $\text{m/s}$ ;

$\rho_1$ ——烟气在对流室入口处的密度,  $\text{kg/m}^3$ ;

$$\rho_1 = \frac{354}{T'_g} \quad (7-153)$$

$T'_g$ ——辐射室出口烟气温度, K;

$g_c$ ——单位换算系数,  $(\text{N/m}^2)/\text{mmH}_2\text{O}$ ;

$\zeta_1$ ——局部阻力系数, 见表 7-8;

$A_1, A_2$ ——烟气入口和出口的截面积,  $\text{m}^2$ 。

表 7-8 烟气经过大小头的局部阻力系数

$A_2/A_1$	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0
$\zeta_1$	0.47	0.43	0.39	0.34	0.30	0.26	0.21	0.16	0.08	0.0

### 2. 烟气通过对流室的压力降 $\Delta p_2$

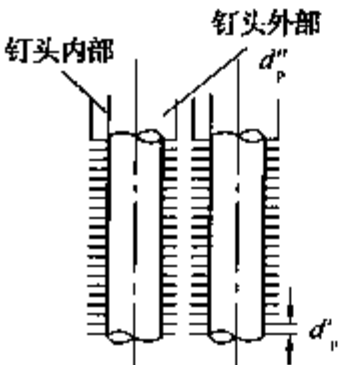
#### (1) 烟气通过错排的光管管排的压力降

$$\Delta p_2 = \frac{T_f}{2324} G_{\max}^2 N_c \left( \frac{d_p G_{\max}}{\mu_g} \right)^{-0.2} \tag{7-154}$$

式中  $G_{\max}$ ——烟气在对流室最窄截面处的质量速度， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；  
 $N_c$ ——管排数；  
 $d_p$ ——管与管的间隙， $d_p = S_c - d_c$ ；  
 $\mu_g$ ——烟气在对流室平均温度下的黏度， $\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

(2) 烟气通过错排的钉头管管排的压力降

首先，由下式求出烟气在钉头外部区域(见图7-47)烟气的质量速度  $G_{g0}$ ，即



$$\left( \frac{m_g}{3600 G_{g0}} - A_{s0} \right)^{1.8} = \frac{A_{si}^{1.8}}{N_s} \left( \frac{d'_p}{d''_p} \right)^{0.2} \tag{7-155}$$

于是，根据  $G_{g0}$  就可以求出错排钉头管管排的压力降为

图7-47 钉头管排示意图

$$\Delta p_2 = \frac{T_f}{2324} G_{g0}^2 N_c \left( \frac{d''_p G_{g0}}{\mu_g} \right)^{-0.2} \tag{7-156}$$

式中  $m_g$ ——烟气的质量流量， $\text{kg}/\text{h}$ ；  
 $N_s$ ——每一圈的钉头数，个；  
 $A_{s0}$ ， $A_{si}$ ——钉头区域外部的和内部的流通面积， $\text{m}^2$ ；  
 $d'_p$ ， $d''_p$ ——钉头与钉头之间的间隙和两相邻管钉头端之间的间隙， $\text{m}$ 。

3. 烟气由对流室至烟囱的压力降  $\Delta p_3$

计算方法同式(7-152)，不过，式中烟气的流速应改用烟气在烟囱内的流速  $w_s$ ，烟气的密度改用烟气在烟囱内的密度，再进行计算。

4. 烟气在烟囱内的摩擦损失  $\Delta p_4$

$$\Delta p_4 = \lambda \frac{H_s}{D_s} \frac{w_s}{2g_c} \rho_g \tag{7-157}$$

式中  $\lambda$ ——摩擦系数，查有关图表或用经验公式进行计算；  
 $H_s$ ——烟囱的高度， $\text{m}$ ；  
 $D_s$ ——烟囱的内径， $\text{m}$ ；  
 $w_s$ ——烟气在烟囱内的流速， $\text{m}/\text{s}$ ；  
 $\rho_g$ ——烟气在烟囱中的平均密度， $\text{kg}/\text{m}^3$ ；可用式(7-149)计算。

5. 烟囱挡板的压力降  $\Delta p_5$

$$\Delta p_5 = \zeta_5 \frac{w_s^2}{2g_c} \rho_g \tag{7-158}$$

式中  $\zeta_5$ ——局部阻力系数，查表7-9；

表7-9 烟气经过挡板的局部阻力系数

挡板开度/%	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
$\zeta_5$	200	40	18	8	4	2	1.0	0.5	0.22	0.1

## 6. 烟囱出口的动能损失 $\Delta p_6$

$$\Delta p_6 = \frac{w_s^2}{2g_c} \rho_g \quad (7-159)$$

### (三) 烟囱的最低高度

根据下式可以解得烟囱的最低高度  $H_s$ , 即

$$\Delta p_I + \Delta p_{II} = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 + \Delta p_4 + \Delta p_5 + \Delta p_6 + 2 \quad (7-160)$$

但为了避开邻近的建筑物以及满足炼油化工厂有关安全防火规范的要求, 烟囱的实际高度应该比上述最低高度还要增加一定的高度。此外, 对于烟囱设置在对流室之上的圆筒炉, 尚需考虑在烟囱顶部装设环形吊梁, 作为检修时吊装炉管之用。为了能吊起辐射管, 烟囱必须有如下的最低高度, 即

$$H_s = \frac{2}{3} \times \text{辐射管有效长度} + 2.1 \quad (7-161)$$

同时, 为了使烟囱排出的烟气不污染周围环境, 还应遵照国家规定的环境保护法来设计烟囱的高度。

【例 7-7】 根据例 7-4 的条件及例 7-5、例 7-6 的计算结果, 进行烟囱的设计计算。  
解:

#### 1. 烟囱的直径

如取  $G_g = 3.5 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ , 则由式(7-147)有

$$D_s = \sqrt{\frac{22500}{900\pi \times 3.5}} = 1.51 \text{ m}$$

#### 2. 烟囱和对流室产生的抽力

已知炉膛高  $H = 13 \text{ m}$ ; 对流室高  $H_c = 3.52 \text{ m}$ ; 辐射室烟气的出口温度为  $1051 \text{ K}$ ; 对流室烟气的平均温度为  $843.1 \text{ K}$ ; 烟囱内烟气的平均温度为

$$T_m = 710 - 50 = 660 \text{ K}$$

取大气温度为

$$T_a = 20 + 273 = 293 \text{ K}$$

于是, 总的抽力为

$$\begin{aligned} \Delta p_I + \Delta p_{II} &= 354 \left[ \left( \frac{1}{293} - \frac{1}{660} \right) H_s + 3.52 \left( \frac{1}{293} - \frac{1}{843.1} \right) \right] \\ &= 0.672 H_s + 2.775 \end{aligned}$$

#### 3. 总压力降

##### (1) 烟气由辐射室至对流室的压力降

对流室截面与辐射室截面之比为

$$\frac{A_2}{A_1} = \frac{2.142 \times 3.2}{\frac{\pi}{4} \times 5.556^2} = 0.283$$

由表 7-8 查得  $\zeta_1 = 0.396$ 。

烟气在对流室入口的密度

$$\rho_1 = \frac{354}{1051} = 0.337 \text{ kg}/\text{m}^3$$

烟气在对流室入口的流速

$$w_1 = \frac{22500}{3600 \times 3.2 \times 2.142 \times 0.337} = 2.706 \text{ m/s}$$

所以

$$\begin{aligned} \Delta p_1 &= 0.396 \times \frac{2.706^2}{2 \times 9.81} \times 0.337 \\ &= 0.0498 \text{ mmH}_2\text{O 柱} = 0.498 \text{ Pa} \end{aligned}$$

(2) 烟气流过对流室的压力降

对流室的截面积为  $3.2 \times 2.142 = 6.854 \text{ m}^2$

每排炉管所占截面积为  $0.127 \times 3.2 \times 8 = 3.251 \text{ m}^2$

每排钉头所占截面积为

$$\frac{0.012 \times 0.025 \times 2}{0.016} \times 3.2 \times 8 = 0.960 \text{ m}^2$$

每排自由通道的面积为

$$6.854 - 3.251 - 0.960 = 2.643 \text{ m}^2$$

钉头区域外部的流通面积为

$$A_{so} = [2.142 - (0.127 + 2 \times 0.025) \times 8] \times 3.2 = 2.323 \text{ m}^2$$

钉头区域内部的流通面积为

$$A_{si} = 2.643 - 2.323 = 0.320 \text{ m}^2$$

钉头与钉头之间的间隙为

$$d'_p = 0.016 - 0.012 = 0.004 \text{ m}$$

两邻管钉头端间的间隙为

$$d''_p = 0.127 - 2 \times 0.025 = 0.077 \text{ m}$$

由式(7-155)有

$$\left( \frac{22500}{3600 G_{go}} - 2.323 \right)^{1.8} = \frac{0.320^{1.8}}{12} \left( \frac{0.004}{0.077} \right)^{0.2}$$

或

$$\frac{6.25}{G_{go}} - 2.323 = \frac{0.320}{12^{1/1.8}} \times 0.052^{1/9}$$

故

$$G_{go} = \frac{6.25}{\frac{0.320}{3.977} \times 0.720 + 2.323} = 2.625 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{s)}$$

因为烟气在对流室的平均温度为  $843.1 \text{ K}$ ，查得烟气的黏度为  $\mu_g = 0.0478 \text{ mPa} \cdot \text{s}$ ；对流室(包括遮蔽管)的管排数为 16 排。故对流室烟气的压力降由式(7-156)有

$$\begin{aligned} \Delta p_2 &= \frac{843.1}{2324} \times 2.625^2 \times 16 \times \left( \frac{0.077 \times 2.625}{0.0478 \times 10^{-3}} \right)^{-0.2} \\ &= \frac{843.1}{2324} \times 2.625^2 \times 16 \times 0.1883 \\ &= 7.53 \text{ mmH}_2\text{O 柱} \approx 75 \text{ Pa} \end{aligned}$$

(3) 烟气由对流室到烟囱的压力降

烟囱截面积与对流室截面积之比

$$\frac{A_2}{A_1} = \frac{\frac{\pi}{4} \times 1.51^2}{6.854} = 0.261$$



查表 7-8 查得  $\xi_3 = 0.408$ 。烟气的密度为

$$\rho_g = \frac{354}{660} = 0.536 \text{ kg/m}^3$$

所以

$$\begin{aligned} \Delta p_3 &= \xi_3 \frac{G_g^2}{2g_c \rho_g} \\ &= 0.408 \times \frac{3.5^2}{2 \times 9.81 \times 0.536} \\ &= 0.475 \text{ mmH}_2\text{O 柱} \approx 4.75 \text{ Pa} \end{aligned}$$

(4) 烟囱的摩擦损失

因为烟囱内烟气的平均温度为 660K, 查得烟气的黏度为  $\mu_g = 0.0428 \text{ mPa} \cdot \text{s}$

$$Re = \frac{D_g G_g}{\mu_g} = \frac{1.51 \times 3.5}{0.0428 \times 10^{-3}} = 1.235 \times 10^5$$

查图得  $\lambda = 0.021$ , 又烟气的密度  $\rho_g = 0.536 \text{ kg/m}^3$ 。

所以

$$\begin{aligned} \Delta p_4 &= 0.021 \times \frac{H_s}{1.51} \times \frac{3.5^2}{2 \times 9.81 \times 0.536} \\ &= 0.01620 H_s \text{ mmH}_2\text{O 柱} \approx 0.162 H_s \text{ Pa} \end{aligned}$$

(5) 烟气通过烟囱挡板的压力降

假设挡板在操作时打开 50%, 查表 7-9 得  $\xi_5 = 4.0$

所以

$$\begin{aligned} \Delta p_5 &= 4.0 \times \frac{3.5^2}{2 \times 9.81 \times 0.536} \\ &= 4.66 \text{ mmH}_2\text{O 柱} \approx 4.66 \text{ Pa} \end{aligned}$$

(6) 烟气在烟囱出口的动能损失

$$\Delta p_6 = \frac{3.5^2}{2 \times 9.81 \times 0.536} = 1.16 \text{ mmH}_2\text{O 柱} \approx 1.16 \text{ Pa}$$

(7) 总压力降

$$\begin{aligned} \Delta p &= 0.0498 + 7.53 + 0.475 + 0.01620 H_s + 4.66 + 1.16 \\ &= 0.01620 H_s + 13.875 \end{aligned}$$

4. 烟囱的最低高度

$$H_s = \frac{13.875 + 2 - 2.775}{0.672 - 0.01620} = \frac{13.1}{0.656} = 19.97 \text{ m}$$

另外, 由式(7-161)有

$$H_s = \frac{2}{3} \times 12 + 2.1 = 10.1 \text{ m}$$

因此, 烟囱的最低高度可取 19.97m。

### 符 号 说 明

英文字母

$\alpha$ ——式(7-129)方程的系数;

流通截面积,  $\text{m}^2$ ;

$A$ ——面积,  $\text{m}^2$ ;

$B$ ——燃料用量,  $\text{kg/h}$ ;

$c$ ——光速,  $\text{km/s}$ ;

$C$ ——碳在燃料中的质量分数, %;

$d$ ——直径,  $\text{m}$ ;

$d_p$ ——间隙, m;  
 $D$ ——直径, m;  
 $e$ ——气化分率;  
 $E$ ——辐射能力,  $W/m^2$ ;  
 $f$ ——炉墙射辐校正系数;  
 $F$ ——总辐射交换因数;  
 $G$ ——原料处理量, kg/h;  
     质量速度,  $kg/(m^2 \cdot s)$ ;  
 $h$ ——辐射系数; 综合传热系数,  
      $W/(m^2 \cdot K)$ ;  
 $H$ ——氢在燃料中的质量分数, %;  
     高度, m;  
 $I$ ——辐射强度,  $W/(m^2 \cdot sr)$ ;  
     介质的热焓, kJ/kg;  
 $K$ ——总传热系数,  $W/(m^2 \cdot K)$ ;  
 $l$ ——翅片或钉头的高度, m;  
 $L$ ——实际空气量, kg/kg 燃料;  
     • 烟气的平均辐射长度, m;  
     炉管的当量长度, m;  
 $m_g$ ——烟气的流量, kg/h;  
 $n$ ——炉管数;  
 $N$ ——氮在燃料中的质量分数, %;  
     管排数;  
 $O$ ——氧在燃料中的质量百分数, %;  
 $p$ ——压力, Pa;  
 $q$ ——表面热强度,  $W/m^2$ ;  
     气体组分的发热值,  $kJ/Nm^3$ ;  
     热损失, kJ/kg 燃料;  
 $Q$ ——热负荷, MW;  
     燃料的发热值, kJ/kg 燃料;  
 $R$ ——半径, m;  
     结垢热阻,  $m^2 \cdot K/W$ ;  
 $S$ ——管心距, m;  
     硫在燃料中的质量分数, %;  
 $T$ ——温度, K;  
 $V$ ——体积,  $m^3$ ;  
     实际空气量,  $Nm^3/Nm^3$  燃料;  
 $w$ ——介质的流速, m/s;

$W$ ——水在燃料中的质量百分数, %;  
 $X$ ——式(7-118)中的参数;  
 $y$ ——气体组分的体积分数。

#### 希腊字母

$\alpha$ ——吸收率;  
     过剩空气系数;  
     对流传热系数,  $W/(m^2 \cdot K)$ ;  
 $\epsilon$ ——黑度;  
 $\eta$ ——全炉热效率, %;  
 $\theta$ ——角度;  
 $\lambda$ ——波长,  $\mu m$ ;  
     导热系数,  $W/(m \cdot K)$ ;  
 $\mu$ ——黏度,  $Pa \cdot s$ ;  
 $\xi$ ——局部阻力系数;  
 $\rho$ ——反射率;  
     密度,  $kg/m^3$ ;  
 $\tau$ ——透过率;  
     管内介质的温度, K;  
 $\varphi$ ——角度;  
     热强度不均匀系数;  
     角系数;  
 $\Omega$ ——翅片效率。

#### 下标

$C$ ——对流;  
 $e$ ——当量;  
 $ef$ ——有效;  
 $f$ ——翅片管;  
 $g$ ——气体;  
 $h$ ——高的;  
 $i$ ——管内;  
 $l$ ——低的;  
 $m$ ——平均;  
 $max$ ——最大;  
 $o$ ——管外;  
 $R$ ——辐射;  
 $s$ ——翅片或钉头;  
 $t$ ——管壁;  
 $w$ ——炉墙。

## 参 考 文 献

- [1] 王补宣. 工程传热传质学(上册). 北京: 科学出版社, 1982
- [2] 杨世铭. 传热学. 北京: 人民教育出版社, 1980
- [3] 《化学工程手册》编辑委员会. 化学工程手册, 第7篇传热. 北京: 化学工业出版社, 1986. 76
- [4] Gray W A, Muller R. Engineering Calculations in Radiative Heat Transfer. Pergamon Press, 1974
- [5] Perry R H, Chilton C H. Chemical Engineers Handbook. Fifth Edition. McGraw-Hill Book Company, 1973
- [6] 化学工学協會編. 化学工学便覧(日). 改訂三版. 丸善株式會社, 昭和43年(1968)
- [7] Koel JC. Report PR/25; Design, Specification and Operation of Furnaces Including Waste Heat Boiler for the Oil and Petrochemical Industry. Ingenieurs Bureau 000 & A, Netherlands, 1974
- [8] 钱家麟等. 管式加热炉. 北京: 烃加工出版社, 1987
- [9] 华东石油学院炼制系編. 石油炼制及石油化工计算方法图表集. 1975
- [10] API. Technical Data Book-Petroleum Refining, 3ed. 1977
- [11] Lobo W E, Evans J E. Heat Transfer in the Radiant Section of Petroleum Heaters, Trans. AIChE 35, 1939. 743
- [12] 斯·伏·阿杰利松著. 孙巨译. 炼油厂管式炉的构造和工艺计算. 北京: 燃料工业出版社, 1955
- [13] Wimpress R N. Rating Fired Heater, Petroleum Refiner 42, 1963(10): 115 ~ 126
- [14] Wimpress R N. Generalized Method Predicts Fire-Heater Performance, Chemical Engineering 85, 1978 (12): 95
- [15] Lihou D A. Review of Furnace Design Methods. Trans. I. Ch. E 55, 1977(4): 225
- [16] 兰州石油化工设计院編. 《石油化工技术参考资料》第33期, 石油化工工业炉设计
- [17] 王珊, 黄祖祺. 二次样条插值法在管式加热炉计算中的应用. 华东石油学院学报, 1985. 9 (1), 104 ~ 111
- [18] Hoogendoorn C J et al. Heat-Flux Studies in Vertical Tube Furnace. J Inst of Fuel, 1970, 43: 511
- [19] Monrad C C. Heat Transmission in Convection Sections of Pipe Stills, IEC, 1932, 24(5): 505
- [20] Gardner K A. Efficiency of Extended Surface, Trans ASME, 1945, 67(11): 621
- [21] Briggs D E, E H Young. Chem Eng Progr Symp Ser, 1963, 59(41): 1
- [22] 佐野司朗(日). 管式加热爐的設計, 化学工場(日), 1962 ~ 1963, 6(7) ~ 7(13)
- [23] 杨光炯, 黄祖祺, 钱家麟. 原油加热炉管内两相传热及压力降计算. 石油炼制, 1983(3): 1
- [24] 石油工业部北京设计院译. 管式加热炉. 埃索工艺设计准则(五), 1965
- [25] 张宗贤, 杨光炯. 石油炼制, 1992(4): 15. Chemical Abstracts, 1992, 117(26): 196
- [26] 钱家麟等. 管式加热炉. 第二版. 北京: 中国石化出版社, 2003

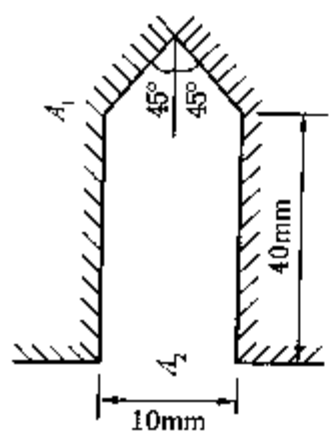
## 习 题

1. 有一个炉丝温度为 1120K, 功率为 1kW 的电炉。若炉丝长 0.3m, 直径 10mm, 黑度 0.95, 试计算炉丝的辐射效率(炉丝辐射功率与电功率之比值)。

2. 有一 3m × 1m × 1m 的热钢锭, 它的 95% 的表面暴露在外。此钢锭的黑度为 0.3, 它的导热系数非常高(即传热速率不受内部导热的限制), 而周围空气的温度为 303K。钢的比热容和密度分别为 500J/(kg · K) 和 7800kg/m<sup>3</sup>。假定通过支承物的导热损失忽略不计, 对流热损失很小, 试计算钢锭从 1273K 冷却至 1073K 的时间。

(提示: 热平衡  $Q = \frac{dH}{dt}$ , 钢锭焓的下降速率。因  $T \gg T_a$ , 故  $T^4 - T_a^4 \approx T^4$ )

3. 厚金属板上有一个如图所示的开口空腔。若金属板具有均匀温度, 且空腔壁面黑度



题3图

为1，试问空腔壁面所辐射的能量经开口处进入环境的分率是多少？

4. 两块平行放置的平板，温度分别保持  $t_1 = 800\text{K}$  和  $t_2 = 300\text{K}$ ，板的黑度  $\varepsilon_1 = \varepsilon_2 = 0.8$ ，板间距离远小于板的宽度和高度。试求板1的本身辐射；板1和板2之间的辐射换热量；板1的有效辐射；板1的反射辐射；对板1的投入辐射及板2的有效辐射。

5. 有一边长为  $0.5\text{m}$  的正方体空腔，其顶面温度恒为  $573\text{K}$ ，而其余表面的温度均保持  $373\text{K}$ 。假定所有表面的黑度都是  $0.8$ ，试计算顶面和其他表面之间的辐射换热量。

6. 板1和板2平行放置且相距很近。若在它们之间插入一块黑度  $\varepsilon_3 = 0.05$  的磨光镍片板3，试证明当  $\varepsilon_1 = \varepsilon_2 = 0.8$  时，板1和板2之间无遮热板的辐射换热量为有遮热板时的27倍。

7. 有一储存液氮的保温瓶，由同心圆筒构成，内层长  $0.5\text{m}$ ，直径为  $0.2\text{m}$ ；而外层长  $0.52\text{m}$ ，直径为  $0.22\text{m}$ 。瓶的颈部非常狭窄，同时中间真空层的表面用黑度为  $0.04$  的铝膜覆盖。已知液氮的沸点为  $126\text{K}$ ，室内空气为  $294\text{K}$ ，试计算传给氮的净辐射热。

8. 有一个  $4\text{m} \times 4\text{m} \times 4\text{m}$  的空腔，其中一个侧壁温度恒为  $523\text{K}$ ，底面温度维持在  $303\text{K}$ ，其他壁面均绝热。假定所有壁面都是黑表面，并已知垂直面间的角系数为  $0.2$ ，试计算热的侧壁和底面之间的辐射换热量。

9. 一个外径为  $100\text{mm}$  的钢管，通过室温为  $300\text{K}$  的大房间，已知管子外壁温度为  $373\text{K}$ ，其表面黑度为  $0.85$ ，空气与管壁间的自然对流放热系数为  $8.55\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ，试确定辐射换热系数及单位管长的热损失。

10. 用热电偶测量管道中热空气流的温度，热偶的读数为  $200^\circ\text{C}$ ，管道内壁温度为  $100^\circ\text{C}$ ，热电偶热端的黑度为  $0.8$ ，由空气流至热端的对流传热膜系数为  $46.52\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ，试求空气的真实温度和以热偶读数作为空气温度的测量误差。

11. 如果上一题中的热电偶外增加一遮热罩，其黑度为  $0.8$ 。空气至热电偶热端的对流传热膜系数仍为  $46.52\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ，空气至遮热罩内、外壁的对流传热膜系数为  $11.63\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 。假设其他条件不变，试求以热电偶读数作为空气温度的测量误差。

12. 某燃料油相对密度  $d_4^{20} = 0.970$ ，含硫  $1.4\%$ （质量分数），试求其低发热值和理论空气用量。

13. 加热炉的燃料为重油，其组成（质量分数）为：

C— $84\%$ ；H— $13\%$ ；S— $1.5\%$ ；O— $1.5\%$

试求：（1）重油的低发热值；（2）理论空气用量；（3）过剩空气系数  $\alpha = 1.3$  时的实际空气用量。

14. 已知燃料气之组成如下，试求其低发热值及理论空气用量。

组 分	体积分数/%	组 分	体积分数/%	组 分	体积分数/%
H <sub>2</sub> S	4.20	CH <sub>4</sub>	28.01	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	4.39
CO <sub>2</sub>	0.64	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	11.09	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	7.25
H <sub>2</sub>	9.59	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	2.12	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	—
N <sub>2</sub>	11.90	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	9.65	C <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0.36
O <sub>2</sub>	1.40	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	9.40		

15. 如将天然气甲烷作为加热炉的燃料, 试求当过剩空气系数  $\alpha = 1.25$  时, 甲烷完全燃烧后烟气的分析组成, % (体积分数)。

16. 某厂实测催化原料加热炉的烟气分析组成为:  $O_2$ —8.0% (体积分数),  $CO_2$ —8.0% (体积分数), 试计算其过剩空气系数。

17. 某加热炉加热原油 52000kg/h, 原油开始未气化, 由 453K 加热至 638K, 气化率为 0.25 (质量), 试求炉子的热负荷和燃料用量。

原油性质:  $d_4^{20} = 0.9097$ , 特性因数  $K = 11.8$ , 燃料:  $Q_1 = 41.88 \text{ MJ/kg}$  燃料。

热损失:  $\frac{q_L}{Q_1} = 0.03$ ; 烟气出对流室温度比原油入炉温度高 140K, 过剩空气系数为 1.3。

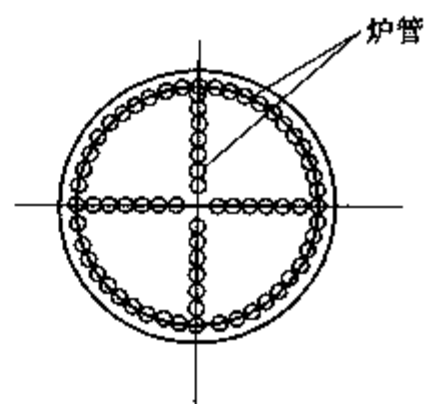
18. 某加热炉加热原油 148000kg/h, 原油由 460K 加热至 633K, 并气化 26.1% (质量分数), 对流室过热蒸汽管的热负荷为 1.105MW, 炉子的热效率为 0.78, 燃料的低发热值为 41.91MJ/kg 燃料, 试求炉子的热负荷和燃料用量。

原油性质:  $d_4^{20} = 0.9082$ , 特性因数  $K = 12$ 。

19. 由 20 根  $\phi 102 \text{ mm} \times 6 \text{ mm}$ , 长 10m 的管子排成双排管, 管心距  $S_1$  为管外径的二倍, 管排一面受辐射, 一面受反射。试求: (1) 管排总的当量冷平面; (2) 第一排管总的当量冷平面; (3) 第二排管总的当量冷平面; (4) 第一排管接受直接辐射的当量冷平面; (5) 第二排管接收直接辐射的当量冷平面。

20. 某炼油厂常压加热炉辐射室内, 除沿炉壁装有  $\phi 152 \text{ mm} \times 10 \text{ mm}$ , 有效管长为 11.15m 的管子 76 根外 (单排管, 管心距为 304mm), 沿径向还装有呈十字交叉的管子 44 根 (见图), 其中 8 根为  $\phi 219 \times 12$ , 其余为  $\phi 152 \times 10$ , 管心距都是管外径的 2 倍。试计算辐射室总的有效辐射面积 (不包括遮蔽管)。

21. 已知一圆筒炉辐射室的尺寸如下: 炉膛直径  $\phi 5518 \text{ mm}$ , 高 12.68m, 辐射管为  $\phi 152 \text{ mm} \times 8 \text{ mm}$ , 管心距 304mm, 有效长度为 12m, 共计 52 根, 两路并联, 单排排列。对流室最下一排管仍为  $\phi 152 \text{ mm} \times 8 \text{ mm}$ , 管心距 304mm, 计 8 根, 管有效长 2748mm。



题 20 图

如油品出对流室的温度为 290℃, 出辐射室的温度为 370℃, 气化率 0.3 (质量分数)。油品的流量为 102.5t/h,  $d_4^{20} = 0.8832$ ,  $K = 12$ 。燃料气密度为 1.3kg/Nm<sup>3</sup>, 用量为 1070Nm<sup>3</sup>/h, 燃料低发热值为 51.29MJ/nm<sup>3</sup>。试求当过剩空气系数  $\alpha = 1.3$  时, 此炉能否完成加热任务。

22. 根据上题条件, 假设对流室内装炉管 (包括遮蔽管) 共 14 排, 每排 8 根  $\phi 152 \text{ mm} \times 8 \text{ mm}$  标准钉头管, 钉头高为 38mm。理论空气用量为 13.1Nm<sup>3</sup>/Nm<sup>3</sup> 燃料, 试计算对流室的热负荷和钉头管的表面热强度。

23. 根据 21、22 题计算结果, 如对流室高为 4.584m, 烟囱直径为  $\phi 1600 \text{ mm}$ , 试求烟囱所需的高度。

附 录

1. 单位换算表

说明：下列表格中，各单位名称上的数字标志代表所属的单位制：①cgs 制，②SI，③工程制。没有标志的是制外单位。有 \* 号的是英制单位。

(1) 长度

(2) 面积

① cm 厘米	② ③ m 米	* ft 英尺	* in 英寸	① cm <sup>2</sup> 厘米 <sup>2</sup>	② ③ m <sup>2</sup> 米 <sup>2</sup>	* ft <sup>2</sup> 英尺 <sup>2</sup>	* in <sup>2</sup> 英寸 <sup>2</sup>
1	10 <sup>-2</sup>	0.03281	0.3937	1	10 <sup>-4</sup>	0.001076	0.1550
100	1	3.281	39.37	10 <sup>4</sup>	1	10.76	1550
30.48	0.3048	1	12	929.0	0.0929	1	144.0
2.54	0.0254	0.08333	1	6.452	0.0006452	0.006944	1

(3) 体积

① cm <sup>3</sup> 厘米 <sup>3</sup>	② ③ m <sup>3</sup> 米 <sup>3</sup>	L 升	* ft <sup>3</sup> 英尺 <sup>3</sup>	* Imperial gal 英加仑	* U. S. gal 美加仑
1	10 <sup>-6</sup>	10 <sup>-3</sup>	3.531 × 10 <sup>-5</sup>	0.0002200	0.0002642
10 <sup>6</sup>	1	10 <sup>3</sup>	35.31	220.0	264.2
10 <sup>3</sup>	10 <sup>-3</sup>	1	0.03531	0.2200	0.2642
28320	0.02832	28.32	1	6.228	7.481
4546	0.004546	4.546	0.1605	1	1.201
3785	0.003785	3.785	0.1337	0.8327	1

(4) 质量

① g 克	② kg 千克	③ kgf · s <sup>2</sup> /m 千克(力) · 秒 <sup>2</sup> /米	ton 吨	* lb 磅
1	10 <sup>-3</sup>	1.020 × 10 <sup>-4</sup>	10 <sup>-6</sup>	0.002205
1000	1	0.1020	10 <sup>-3</sup>	2.205
9807	9.807	1		
453.6	0.4536		4.536 × 10 <sup>-4</sup>	1

(5) 重量或力

(6) 密度

① dyn 达因	② N 牛顿	③ kgf 千克(力)	* lbf 磅(力)	① g/cm <sup>3</sup> 克/厘米 <sup>3</sup>	② kg/m <sup>3</sup> 千克/米 <sup>3</sup>	③ kgf · s <sup>2</sup> /m <sup>4</sup> 千克(力) · 秒 <sup>2</sup> /米 <sup>4</sup>	* lb/ft <sup>3</sup> 磅/英尺 <sup>3</sup>
1	10 <sup>-5</sup>	1.020 × 10 <sup>-6</sup>	2.248 × 12 <sup>-6</sup>	1	1000	102.0	62.43
10 <sup>5</sup>	1	0.1020	0.2248	10 <sup>-3</sup>	1	0.1020	0.06243
9.807 × 10 <sup>5</sup>	9.807	1	2.205	0.009807	9.807	1	
4.448 × 10 <sup>5</sup>	4.448	0.4536	1	0.01602	16.02		1

(7) 压力

① bar 巴 = 10 <sup>6</sup> dyn/cm <sup>2</sup>	② Pa = N/m <sup>2</sup> 帕斯卡 = 牛顿/米 <sup>2</sup>	③ kgf/m <sup>2</sup> = mmH <sub>2</sub> O 千克(力)/米 <sup>2</sup>	atm 物理大气压	kgf/cm <sup>2</sup> 工程大气压	mmHg(0℃) 毫米汞柱	* lbf/in <sup>2</sup> 磅/英寸 <sup>2</sup>
1	10 <sup>5</sup>	10200	0.9869	1.020	750.0	14.5
10 <sup>-5</sup>	1	0.1020	9.869 × 10 <sup>-6</sup>	1.020 × 10 <sup>-5</sup>	0.007500	1.45 × 10 <sup>-4</sup>
9.807 × 10 <sup>-5</sup>	9.807	1	9.678 × 10 <sup>-5</sup>	10 <sup>-4</sup>	0.07355	0.001422
1.013	1.013 × 10 <sup>5</sup>	10330	1	1.033	760.0	14.70
0.9807	9.807 × 10 <sup>4</sup>	10000	0.9678	1	735.5	14.22
0.001333	133.3	13.60	0.001316	0.001360	1	0.0193
0.06895	6895	703.1	0.06804	0.07031	51.72	1

(8) 能量、功、热

① erg = dyn · cm 尔格	② J = N · m 焦耳	③ kgf · m 千克(力) · 米	④ kcal = 1000cal 千卡	kW · h 千瓦时	* ft · lbf 英尺磅(力)	* B. t. u. 英热单位
1	10 <sup>-7</sup>					
10 <sup>7</sup>	1	0.1020	2.39 × 10 <sup>-4</sup>	2.778 × 10 <sup>-7</sup>	0.7376	9.486 × 10 <sup>-4</sup>
	9.807	1	2.344 × 10 <sup>-3</sup>	2.724 × 10 <sup>-6</sup>	7.233	0.009296
	4187	426.8	1	1.162 × 10 <sup>-3</sup>	3088	3.968
	3.6 × 10 <sup>6</sup>	3.671 × 10 <sup>5</sup>	860.0	1	2.655 × 10 <sup>6</sup>	3413
	1.356	0.1383	3.239 × 10 <sup>-4</sup>	3.766 × 10 <sup>-7</sup>	1	0.001285
	1055	107.6	0.2520	2.928 × 10 <sup>-4</sup>	778.1	1

(9) 功率、传热速率

① erg/s 尔格/秒	② kW = 1000J/s 千瓦	③ kgf · m/s 千克(力)米/秒	④ kcal/s = 1000cal/s 千卡/秒	* ft · lbf/s 英尺磅(力)/秒	* B. t. u. /s 英热单位/秒
1	10 <sup>-10</sup>				
10 <sup>10</sup>	1	102	0.2389	737.6	0.9486
	0.009807	1	0.002344	7.233	0.009296
	4.187	426.8	1	3088	3.963
	0.001356	0.1383	3.293 × 10 <sup>-4</sup>	1	0.001285
	1.055	107.6	0.2520	778.1	1

(10) 黏度

① P = dyn · s/cm <sup>2</sup> = g/(cm · s) 泊	② N · s/m <sup>2</sup> = Pa · s 牛 · 秒/米 <sup>2</sup>	③ kgf · s/m <sup>2</sup> 千克(力) · 秒/米 <sup>2</sup>	cP 厘泊	* lb/(ft · s) 磅(英尺 · 秒)
1	10 <sup>-1</sup>	0.01020	100.0	0.06719
10	1	0.1020	1000	0.6719
98.07	9.807	1	9807	6.589
10 <sup>-2</sup>	10 <sup>-3</sup>	1.020 × 10 <sup>-4</sup>	1	6.719 × 10 <sup>-4</sup>
14.88	1.488	0.1517	1488	1



(11) 运动黏度、扩散系数

① cm <sup>2</sup> /s 厘米 <sup>2</sup> /秒	② ③ m <sup>2</sup> /s 米 <sup>2</sup> /秒	m <sup>2</sup> /h 米 <sup>2</sup> /时	* ft <sup>2</sup> /h 英尺 <sup>2</sup> /时
1	10 <sup>-4</sup>	0.36	3.875
10 <sup>4</sup>	1	3600	38750
2.778	2.778 × 10 <sup>-4</sup>	1	10.76
0.2581	2.581 × 10 <sup>-5</sup>	0.09290	1

(12) 表面张力

① dyn/cm 达因/厘米	② N/m 牛顿/米	③ kgf/m 千克(力)/米	* lbf/ft 磅(力)/英尺
1	0.001	1.020 × 10 <sup>-4</sup>	6.852 × 10 <sup>-5</sup>
1000	1	0.1020	0.06852
9807	9.807	1	0.672
14590	14.59	1.488	1

(13) 导热系数

① cal/(cm · s · °C) 卡/(厘米 · 秒 · °C)	② W/(m · K) 瓦/米 · 开	③ kcal/(m · s · °C) 千卡/(米 · 秒 · °C)	kcal/(m · h · °C) 千卡/(米 · 时 · °C)	* B. t. u. / (ft · h · °F) 英热单位/(英尺 · 时 · °F)
1	418.7	10 <sup>-1</sup>	360	241.9
2.388 × 10 <sup>-3</sup>	1	2.388 × 10 <sup>-4</sup>	0.8598	0.5788
10	4187	1	3600	2419
2.778 × 10 <sup>-3</sup>	1.163	2.778 × 10 <sup>-4</sup>	1	0.6720
4.134 × 10 <sup>-3</sup>	1.731	4.139 × 10 <sup>-4</sup>	1.488	1

(14) 焓、潜热

① cal/g 卡/克	② J/kg 焦耳/千克	③ kcal/kgf 千卡/ 千克(力)	* B. t. u. /lb 英热单位/磅
1	4178	(1)	1.8
2.389 × 10 <sup>-4</sup>	1	(2.389 × 10 <sup>-4</sup> )	4.299 × 10 <sup>-4</sup>
0.5556	2326	(0.5556)	1

(15) 比热容、熵

① cal/g · °C 卡/克 · °C	② J/(kg · K) 焦耳/ (千克 · 开)	③ kcal/ (kgf · °C) 千卡/ (公斤力 · °C)	* B. t. u. / (lb · °F) 英热单位/ (磅 · °F)
1	4187	(1)	1
2.389 × 10 <sup>-4</sup>	1	(2.389 × 10 <sup>-4</sup> )	2.389 × 10 <sup>-4</sup>

(16) 传热系数

① cal/(cm <sup>2</sup> · s · °C) 卡/(厘米 <sup>2</sup> · 秒 · °C)	② W/(m <sup>2</sup> · K) 瓦/(米 <sup>2</sup> · 开)	③ kcal/(m <sup>2</sup> · s · °C) 千卡/(米 <sup>2</sup> · 秒 · °C)	kcal/(m <sup>2</sup> · h · °C) 千卡/(米 <sup>2</sup> · 时 · °C)	* B. t. u. / (ft <sup>2</sup> · h · °F) 英热单位/(英尺 <sup>2</sup> · 时 · °F)
1	4.187 × 10 <sup>4</sup>	10	3.6 × 10 <sup>4</sup>	7376
2.388 × 10 <sup>-5</sup>	1	2.388 × 10 <sup>-4</sup>	8598	1761
0.1	4187	1	3600	737.6
2.778 × 10 <sup>-5</sup>	1.163	2.778 × 10 <sup>-4</sup>	1	2049
1.356 × 10 <sup>-4</sup>	5.678	1.356 × 10 <sup>-3</sup>	4.882	1

(17) 标准重力加速度:

$$g = 980.7 \text{ cm/s}^{2①}$$

$$= 9.807 \text{ m/s}^{2②③}$$

$$= 32.17 \text{ ft/s}^{2*}$$

$$= 0.08206 \text{ atm} \cdot \text{L}/(\text{mol} \cdot \text{K})$$

$$= 1.987 \text{ kcal}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$$

$$= 1.987 \text{ B. t. u.}/(\text{lbmol} \cdot ^\circ \text{R})^*$$

$$= 1544 \text{ lbf} \cdot \text{ft}/(\text{lbmol} \cdot ^\circ \text{R})$$

(18) 通用气体常数:

$$R = 1.987 (\text{cal}/\text{mol} \cdot \text{K})^{①}$$

$$= 8.314 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})^{②}$$

$$= 848 \text{ kgf} \cdot \text{m}/(\text{kmol} \cdot \text{K})^{③}$$

$$= 82.06 \text{ atm} \cdot \text{cm}^3/(\text{mol} \cdot \text{K})$$

$$= 0.08206 \text{ atm} \cdot \text{m}^3/(\text{kmol} \cdot \text{K})$$

(19) 斯蒂芬-波尔茨曼常数:

$$\sigma_0 = 5.71 \times 10^{-5} \text{ erg}/(\text{s} \cdot \text{cm}^2 \cdot \text{K}^4)^{①}$$

$$= 5.67 \times 10^{-8} \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)^{②}$$

$$= 4.88 \times 10^{-8} \text{ kcal}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K})^{③}$$

$$= 1.73 \times 10^{-9} \text{ B. t. u.}/(\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ \text{R})^*$$

2. 某些气体的重要物理性质

序号	名称	分子式	摩尔 质量/ $\text{g} \cdot \text{mol}^{-1}$	密度( $0^{\circ}\text{C}$ , $101.3\text{kPa}$ )/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	定压比热容		$\frac{C_p}{C_v}$ $K = \frac{C_p}{C_v}$	黏度/ $\mu\text{Pa} \cdot \text{s}$	沸 点 ( $101.3\text{kPa}$ )/ $^{\circ}\text{C}$	气化潜热 ( $760\text{mmHg}$ )		临 界 点		导热系数 ( $0^{\circ}\text{C}$ , $101.3\text{kPa}$ )	
					$\text{kcal}/$ $(\text{kg} \cdot ^{\circ}\text{C})$	$\text{kJ}/$ $(\text{kg} \cdot \text{K})$				$\text{kJ}/\text{kg}$	$\text{kcal}/\text{kg}$	温度/ $^{\circ}\text{C}$	压力/ $\text{atm}$	$\text{W}/$ $(\text{m} \cdot \text{K})$	$\text{kcal}/$ $(\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^{\circ}\text{C})$
1	空气	—	28.95	1.293	0.241	1.009	1.40	17.3	-195	197	47	-140.7	37.2	0.0244	0.021
2	氧	$\text{O}_2$	32	1.429	0.218	0.653	1.40	20.3	-132.98	213	50.92	-118.82	49.72	0.0240	0.0206
3	氮	$\text{N}_2$	28.02	1.251	0.250	0.745	1.40	17.0	-195.78	199.2	47.58	-147.13	33.49	0.0228	0.0196
4	氢	$\text{H}_2$	2.016	0.0899	3.408	10.13	1.407	8.42	-252.75	454.2	108.5	-239.9	12.80	0.163	0.140
5	氦	$\text{He}$	4.00	0.1785	1.260	3.18	1.66	18.8	-268.95	19.5	4.66	-267.96	2.26	0.144	0.124
6	氩	$\text{Ar}$	39.94	1.7820	0.127	0.322	1.66	20.9	-185.87	163	38.9	-122.44	48.00	0.0173	0.0149
7	氯	$\text{Cl}_2$	70.91	3.217	0.115	0.355	1.36	12.9( $16^{\circ}\text{C}$ )	-33.8	305	72.95	+144.0	76.1	0.0072	0.0062
8	氨	$\text{NH}_3$	17.03	0.771	0.53	0.67	1.29	9.18	-33.4	1373	328	+132.4	111.5	0.0215	0.0185
9	一氧化碳	$\text{CO}$	28.01	1.250	0.250	0.754	1.40	16.6	-191.48	211	50.5	-140.2	34.53	0.0226	0.0194
10	二氧化碳	$\text{CO}_2$	44.01	1.976	0.200	0.653	1.30	13.7	-78.2	574	137	+31.1	72.9	0.0137	0.0118
11	二氧化硫	$\text{SO}_2$	64.07	2.927	0.151	0.502	1.25	11.7	-10.8	394	94	+157.5	77.78	0.0077	0.0066
12	二氧化氮	$\text{NO}_2$	46.01	—	0.192	0.615	1.31	—	+21.2	712	170.0	+158.2	100.00	0.0400	0.0344
13	硫化氢	$\text{H}_2\text{S}$	34.08	1.539	0.253	0.804	1.30	11.66	-60.2	548	131	+100.4	188.9	0.0131	0.0113
14	甲烷	$\text{CH}_4$	16.04	0.717	0.531	1.70	1.31	10.3	-161.58	511	122	-82.15	45.6	0.0300	0.0258
15	乙烷	$\text{C}_2\text{H}_6$	30.07	1.357	0.413	1.44	1.20	8.50	-88.50	486	116	+32.1	48.85	0.0180	0.0155
16	丙烷	$\text{C}_3\text{H}_8$	44.1	2.020	0.445	1.65	1.13	7.95( $18^{\circ}\text{C}$ )	-42.1	427	102	+95.6	43	0.0148	0.0127
17	正丁烷	$\text{C}_4\text{H}_{10}$	58.12	2.673	0.458	1.73	1.108	8.10	-0.5	386	92.3	+152	37.5	0.0135	0.0116
18	正戊烷	$\text{C}_5\text{H}_{12}$	72.15	—	0.41	1.57	1.09	8.74	-36.08	151	36	+197.1	33.0	0.0128	0.0110
19	乙烯	$\text{C}_2\text{H}_4$	28.05	1.261	0.365	1.222	1.25	9.85	-103.7	481	115	+9.7	50.7	0.0164	0.0141
20	丙烯	$\text{C}_3\text{H}_6$	42.08	1.914	0.390	1.436	1.17	8.35( $20^{\circ}\text{C}$ )	-47.7	440	105	+91.4	45.4	—	—
21	乙炔	$\text{C}_2\text{H}_2$	26.04	1.171	0.402	1.352	1.24	9.35	-83.66	829	198	+35.7	61.6	0.0184	0.0158
22	氯甲烷	$\text{CH}_3\text{Cl}$	50.49	2.308	0.177	0.582	1.28	9.89	-24.1	406	96.9	+148	66.0	0.0085	0.0073
23	苯	$\text{C}_6\text{H}_6$	78.11	—	0.299	1.139	1.1	7.2	+80.2	394	94	+288.5	47.7	0.0088	0.0076

3. 某些液体的重要物理性质

序 号	名 称	分子式	摩尔 质量/ $\text{g} \cdot \text{mol}^{-1}$	密度 (20℃)/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	沸 点 (101.3kPa)/ ℃	气化潜热 (101.3kPa)		比热容(20℃)		黏度 (20℃)/ $\text{mPa} \cdot \text{s}$	导热系数(20℃)		体积膨胀 系 数 (20℃)/ (10 <sup>-4</sup> /℃)	表面张力(20℃)	
						$\text{kJ/kg}$	$\text{kcal/kg}$	$\text{kJ/}$ ( $\text{kg} \cdot \text{K}$ )	$\text{kcal/}$ ( $\text{kg} \cdot \text{°C}$ )		$\text{W/}$ ( $\text{m} \cdot \text{K}$ )	$\text{kcal/}$ ( $\text{m} \cdot \text{h} \cdot \text{°C}$ )		$\text{dyn/cm}$ 或 $\text{mN/m}$	$10^{-3}\text{kgf/}$ $\text{m}$
1	水	$\text{H}_2\text{O}$	18.02	998	100	2258	539.4	4.183	0.999	1.005	0.599	0.515	1.82	72.8	7.42
2	盐水(25%NaCl)	—	—	1186(25℃)	107	—	—	3.39	0.81	2.3	0.57(30℃)	0.49(30℃)	(4.4)		
3	盐水(25%CaCl <sub>2</sub> )	—	—	1228	107	—	—	2.89	0.69	2.5	0.57	0.49	(3.4)		
4	硫酸	$\text{H}_2\text{SO}_4$	98.08	1831	340(分解)	—	—	1.47(98%)	0.35(98%)	23	0.38	0.33	5.7		
5	硝酸	$\text{HNO}_3$	63.02	1513	86	481.1	114.9			1.17(10℃)					
6	盐酸(30%)	$\text{HCl}$	36.47	1149				2.55	0.61	2(31.5%)	0.42	0.36			
7	二硫化碳	$\text{CS}_2$	76.13	1262	46.3	352	84	1.005	0.24	0.38	0.16	0.14	12.1	32	3.3
8	戊 烷	$\text{C}_5\text{H}_{12}$	72.15	626	36.07	357.4	85.38	2.24(15.6℃)	0.536(15.6℃)	0.229	0.113	0.097	15.9	16.2	1.65
9	己 烷	$\text{C}_6\text{H}_{14}$	86.17	659	68.74	335.1	80.03	2.31(15.6℃)	0.552(15.6℃)	0.313	0.119	0.102		18.2	1.86
10	庚 烷	$\text{C}_7\text{H}_{16}$	100.20	684	98.43	316.5	75.60	2.21(15.6℃)	0.528(15.6℃)	0.411	0.123	0.106		20.1	2.05
11	辛 烷	$\text{C}_8\text{H}_{18}$	114.22	703	125.67	306.4	73.19	2.19(15.6℃)	0.523(15.6℃)	0.540	0.131	0.113		21.8	2.22
12	三氯甲烷	$\text{CHCl}_3$	119.38	1489	61.2	253.7	60.6	0.992	0.237	0.58	0.138(30℃)	0.119(30°)	12.6	28.5(10℃)	2.91(10℃)
13	四氯化碳	$\text{CCl}_4$	153.82	1594	76.8	195	46.6	0.850	0.203	1.0	0.12	0.1		26.8	2.73
14	1,2-二氯乙烷	$\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$	98.96	1253	83.6	324	77.4	1.260	0.301	0.83	0.14(50℃)	0.12(50℃)		30.8	3.14
15	苯	$\text{C}_6\text{H}_6$	78.11	879	80.10	393.9	94.08	1.704	0.407	0.737	0.148	0.127	12.4	28.6	2.91
16	甲 苯	$\text{C}_7\text{H}_8$	92.13	867	110.63	363	86.8	1.70	0.406	0.675	0.138	0.119	10.9	27.9	2.84
17	邻二甲苯	$\text{C}_8\text{H}_{10}$	106.16	880	144.42	347	82.8	1.74	0.416	0.811	0.142	0.122		30.2	3.08
18	间二甲苯	$\text{C}_8\text{H}_{10}$	106.16	864	139.10	343	81.9	1.70	0.406	0.611	0.167	0.144	10.1	29.0	2.96
19	对二甲苯	$\text{C}_8\text{H}_{10}$	106.16	861	138.35	340	81.2	1.704	0.407	0.643	0.129	0.111		28.0	2.86
20	苯乙烯	$\text{C}_8\text{H}_8$	104.1	911(15.6℃)	145.2	(352)	(84)	1.733	0.414	0.72					
21	氯 苯	$\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}$	112.56	1106	131.8	325	77.6	1.298	0.310	0.85	0.14(30℃)	0.12(30℃)		32	3.3

续表

序 号	名 称	分子式	摩尔质量/ $\text{g} \cdot \text{mol}^{-1}$	密度 (20℃)/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	沸 点 (101.3kPa)/ ℃	气化潜热 (101.3kPa)		比热容(20℃)		黏度 (20℃)/ $\text{mPa} \cdot \text{s}$	导热系数(20℃)		体积膨胀 系 数 (20℃)/ (10 <sup>-4</sup> /℃)	表面张力(20℃)	
						kJ/kg	kcal/kg	kJ/ (kg·K)	kcal/ (kg·℃)		W/ (m·K)	kcal/ (m·h·℃)		dyn/cm 或 mN/m	10 <sup>-3</sup> kgf/ m
22	硝基苯	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	123.17	1203	210.9	396	94.7	1.47	0.350	2.1	0.15	0.13		41	4.2
23	苯 胺	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	93.13	1022	184.4	448	107	2.07	0.494	4.3	0.17	0.15	8.5	42.9	4.37
24	苯 酚	$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	94.1	1050(50℃)	181.8 (熔点40.9)	511	122			3.4 (50℃)					
25	萘	$\text{C}_{10}\text{H}_8$	128.17	1145 (固体)	217.9 (熔点80.2)	314	75	1.80 (100℃)	0.431 (100℃)	0.59 (100℃)					
26	甲 醇	$\text{CH}_3\text{OH}$	32.04	791	64.7	1101	263	2.48	0.596	0.6	0.212	0.182	12.2	22.6	2.30
27	乙 醇	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	46.07	789	78.3	846	202	2.39	0.572	1.15	0.172	0.148	11.6	22.8	2.33
28	乙醇(95%)	—	—	804	78.2				1.4						
29	乙二醇	$\text{C}_2\text{H}_4(\text{OH})_2$	62.05	1113	197.6	780	191	2.35	0.561	23				47.7	4.86
30	甘 油	$\text{C}_3\text{H}_5(\text{OH})_3$	92.09	1261	290(分解)	—	—			1499	0.59	0.51	5.3	63	8.4
31	乙 醚	$(\text{C}_2\text{H}_5)_2\text{O}$	74.12	714	34.6	360	86	2.34	0.558	0.24	0.14	0.12	16.3	18	1.8
32	乙 醛	$\text{CH}_3\text{CHO}$	44.05	783(18℃)	20.2	574	137	1.9	0.45	1.3(18℃)				21.2	2.16
33	糠 醛	$\text{C}_5\text{H}_4\text{O}_2$	96.09	1168	161.7	452	108	1.6	0.38	1.15(50℃)				43.5	4.44
34	丙 酮	$\text{CH}_3\text{COCH}_3$	58.08	792	56.2	523	125	2.35	0.561	0.32	0.17	0.15		23.7	2.42
35	甲 酸	$\text{HCOOH}$	46.03	1220	100.7	494	118	2.17	0.518	1.9	0.26	0.22		27.8	2.83
36	乙 酸	$\text{CH}_3\text{COOH}$	60.03	1049	118.1	406	97	1.99	0.477	1.3	0.17	0.15	10.7	23.9	2.44
37	乙酸乙酯	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	88.11	901	77.1	368	88	1.92	0.459	0.48	0.14(10℃)	0.12(10℃)			
38	煤 油			780~820					3	0.15	0.13	10.0			
39	汽 油			680~800						0.7~0.8	0.19 (30℃)	0.16 (30℃)	12.5		

4. 某些液体的导热系数

液 体		温度/ ℃	导热系数/ $W \cdot m^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}$	液 体		温度/ ℃	导热系数/ $W \cdot m^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}$
乙 酸	100%	20	0.171	煤 油		75	0.156
	50%	20	0.35			20	0.149
丙 酮		30	0.177			75	0.140
		75	0.164	盐 酸	12.5%	32	0.52
丙烯醇		25~30	0.180		25%	32	0.48
		25~30	0.50		38%	32	0.44
氨		20	0.45	汞		28	0.36
		60	0.50			20	0.215
正戊醇		30	0.163	甲 醇	100%	20	0.267
		100	0.154		80%	20	0.329
异戊醇		30	0.152		60%	20	0.405
		75	0.151		40%	20	0.492
苯胺		0~20	0.173		20%	20	0.197
		30	0.159		100%	50	0.192
苯		60	0.151	氯甲烷		-15	0.154
		30	0.168			30	0.164
正丁醇		75	0.164	硝基苯		100	0.152
		10	0.157			30	0.216
异丁醇		30	0.55	硝基甲苯		60	0.208
		30	0.59			60	0.14
氯化钙水溶液	30%	30	0.161	正辛烷		0	0.138~0.156
	15%	30	0.152			20	0.180
二硫化碳		75	0.185	石 油		0	0.173
		0	0.163			20	0.168
四氯化碳		68	0.144	蓖麻油		100	0.164
		10	0.138			30	0.135
氯 苯		30	0.175	橄榄油		75	0.128
		20	0.182			32	0.58
三氯甲烷		20	0.237	正戊烷		32	0.56
		20	0.305			21%	0.58
乙酸乙酯		20	0.388			42%	0.55
		20	0.486			10%	0.60
乙 醇	100%	50	0.151	硫酸钾		32	0.171
	80%	20	0.149			30	0.164
	60%	20	0.142	正丙醇		75	0.157
	40%	20	0.133			30	0.155
	20%	20	0.135	异丙醇		60	0.57
	100%	100	0.135			30	0.59
乙 苯		30	0.284	氯化钠水溶液	25%	30	0.36
		60	0.327		12.5%	30	0.43
乙 醚		75	0.381	硫 酸	90%	30	0.52
		30	0.448		60%	30	0.22
汽 油		20	0.481	二氧化硫	30%	15	0.192
		20	0.284			30	0.149
甘 油	100%	100	0.140	甲苯		75	0.145
	80%	20	0.137			15	0.128
	60%	20	0.138	松节油		20	0.155
	40%	20	0.135			20	0.155
	20%	20	0.163	二甲苯 邻位			
	100%	75	0.157				
正庚烷		30	0.164	二甲苯 对位			
		30	0.164				

5. 某些气体和蒸气的导热系数

下表中所列出的极限温度值是试验范围的数值。若外推到其他温度时, 建议将所列出的数据按  $\lg \lambda$  对  $\lg T$  ( $\lambda$  - 导热系数,  $\text{W}/(\text{m} \cdot ^\circ\text{C})$ ;  $T$  - 温度, K) 作图, 或者假定  $P_r$  数与温度 (或压强, 在适当范围内) 无关。

物 质	温度/ $^\circ\text{C}$	导热系数/ $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$	物 质	温度/ $^\circ\text{C}$	导热系数/ $\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$
丙 酮	0	0.0098	乙 烷	100	0.0109
	46	0.0128		212	0.0164
	100	0.0171		-70	0.0114
	184	0.0254		-34	0.0149
空 气	0	0.0242	乙 醇	0	0.0183
	100	0.0317		100	0.0303
	200	0.0391		20	0.0154
	800	0.0459		100	0.0215
氨	-60	0.0164	乙 醚	0	0.0133
	0	0.0222		46	0.0171
	50	0.0272		100	0.0227
	100	0.0320		184	0.0327
苯	0	0.0090	乙 烯	212	0.0362
	46	0.0126		-71	0.0111
	100	0.0173		0	0.0175
	184	0.0263		50	0.0267
二氧化碳	212	0.0305	正庚烷	100	0.0279
	-50	0.0118		200	0.0194
	0	0.0147		100	0.0178
	100	0.0230		0	0.0125
甲 醇	200	0.0313	丙 烷	20	0.0138
	300	0.0396		0	0.0151
	0	0.0144		100	0.0261
	100	0.0222		-100	0.0113
正丁烷	0	0.0135	氮	-50	0.0144
	100	0.0234		0	0.0173
	0	0.0138		50	0.0199
	100	0.0241		100	0.0223
汞	200	0.0341	氧	300	0.0308
	0	0.0069		-100	0.0164
	-73	0.0073		0	0.0242
	-189	0.0071		50	0.0277
二硫化物	-179	0.0080	二氧化硫	100	0.0312
	-60	0.0234		-100	0.0164
	46	0.0071		-50	0.0206
	100	0.0090		0	0.0204
四氯化碳	184	0.01112	水蒸气	50	0.0284
	0	0.0074		100	0.0321
	0	0.0066		0	0.0087
	46	0.0080		100	0.0119
三氯甲烷	100	0.010	水蒸气	46	0.0208
	184	0.0133		100	0.0237
	0	0.0132		200	0.0324
	-100	0.0173		300	0.0429
硫化氢	-50	0.0251	水蒸气	400	0.0545
	0	0.0302		500	0.0763
	50	0.0372			
	0	0.0067			
氯甲烷	46	0.0085			

## 6. 某些固体材料的重要物理性质

### (1) 固体材料的密度、导热系数和比热容

名 称	密 度/ kg · m <sup>-3</sup>	导 热 系 数		比 热 容	
		W/(m · K)	kcal/(m · h · °C)	kJ/(kg · K)	kcal/(kg · °C)
(1)金 属					
钢	7850	45.3	39.0	0.46	0.11
不锈钢	7900	17	15	0.50	0.12
铸 铁	7220	62.8	54.0	0.50	0.12
铜	8800	383.8	330.0	0.41	0.097
青 铜	8000	64.0	55.0	0.38	0.091
黄 铜	8600	85.5	73.5	0.38	0.09
铝	2670	203.5	175.0	0.92	0.22
镍	9000	58.2	50.0	0.46	0.11
铅	11400	34.9	30.0	0.13	0.031
(2)塑 料					
酚 醛	1250 ~ 1300	0.13 ~ 0.26	0.11 ~ 0.22	1.3 ~ 1.7	0.3 ~ 0.4
尿 醛	1400 ~ 1500	0.30	0.26	1.3 ~ 1.7	0.3 ~ 0.4
聚氯乙烯	1380 ~ 1400	0.16	0.14	1.8	0.44
聚苯乙烯	1050 ~ 1070	0.08	0.07	1.3	0.32
低压聚乙烯	940	0.29	0.25	2.6	0.61
高压聚乙烯	920	0.26	0.22	2.2	0.53
有机玻璃	1180 ~ 1190	0.14 ~ 0.20	0.12 ~ 0.17		
(3)建筑材料、绝缘材料、耐酸材料及其他					
干 砂	1500 ~ 1700	0.45 ~ 0.48	0.39 ~ 0.50	0.8	0.19
黏 土	1600 ~ 1800	0.47 ~ 0.53	0.4 ~ 0.46	0.75( -20 ~ 20°C)	0.18( -20 ~ 20°C)
锅炉炉渣	700 ~ 1100	0.19 ~ 0.30	0.16 ~ 0.26		
黏土砖	1600 ~ 1900	0.47 ~ 0.67	0.4 ~ 0.58	0.92	0.22
耐火砖	1840	1.05(800 ~ 1100°C)	0.9(800 ~ 1100°C)	0.88 ~ 1.0	0.21 ~ 0.24
绝缘砖(多孔)	600 ~ 1400	0.16 ~ 0.37	0.14 ~ 0.32		
混凝土	2000 ~ 2400	1.3 ~ 1.55	1.1 ~ 1.33	0.84	0.20
松 木	500 ~ 600	0.07 ~ 0.10	0.06 ~ 0.09	2.7(0 ~ 100°C)	0.65(0 ~ 100°C)
软 土	100 ~ 300	0.041 ~ 0.064	0.035 ~ 0.055	0.96	0.23
石棉板	770	0.11	0.10	0.816	0.195
石棉水泥板	1600 ~ 1900	0.35	0.3		
玻 璃	2500	0.74	0.64	0.67	0.16
耐酸陶瓷制品	2200 ~ 2300	0.93 ~ 1.0	0.8 ~ 0.9	0.75 ~ 0.80	0.18 ~ 0.19
耐酸搪瓷	2300 ~ 2700	0.99 ~ 1.04	0.85 ~ 0.9	0.84 ~ 1.26	0.2 ~ 0.3
橡 胶	1200	0.16	0.14	1.38	0.33
冰	900	2.3	2.0	2.11	0.505

### (2) 固体物料的表观密度

名 称	表观密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	名 称	表观密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	名 称	表观密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
磷灰石	1850	石 英	1500	食 盐	1020
结晶石膏	1300	焦 炭	500	木 炭	200
干黏土	1380	黄铁矿	3300	煤	800
炉 灰	680	块状白垩	1300	磷灰石	1600
干 土	1300	干 砂	1200	聚苯乙烯	1020
石灰石	1800	结晶碳酸钠	800		



7. 水的重要物理性质

温度/ ℃	外 压		密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	熔		比 热 容		导 热 系 数		黏 度		运动黏度/ $10^{-5} \text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$	体积膨 胀系数/ ( $10^{-3}/^\circ\text{C}$ )	表面张力	
	100kPa	kgf/cm <sup>2</sup>		kJ/kg	kcal/kg	kJ/( $\text{kg} \cdot \text{K}$ )	kcal/( $\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}$ )	W/( $\text{m} \cdot \text{K}$ )	kcal/( $\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}$ )	mPa·s 或 cP	$10^{-6} \text{kgf} \cdot \text{s}/\text{m}^2$			mN/m	$10^{-3} \text{kgf}/\text{m}$
0	1.013	1.033	999.9	0	0	4.212	1.006	0.551	0.474	1.789	182.3	0.1789	-0.063	75.6	7.71
10	1.013	1.033	999.7	42.04	10.04	4.191	1.001	0.575	0.494	1.305	133.1	0.1306	+0.070	74.1	7.56
20	1.013	1.033	998.2	83.90	20.04	4.183	0.999	0.599	0.515	1.005	102.4	0.1006	0.182	72.7	7.41
30	1.013	1.033	995.7	125.8	30.02	4.174	0.997	0.618	0.531	0.801	81.7	0.0805	0.321	71.2	7.26
40	1.013	1.033	992.2	167.5	40.01	4.174	0.997	0.634	0.545	0.653	66.6	0.0659	0.387	69.6	7.10
50	1.013	1.033	988.1	209.3	49.99	4.174	0.997	0.648	0.557	0.549	56.0	0.0556	0.449	67.7	6.90
60	1.013	1.033	983.2	251.1	59.98	4.178	0.998	0.659	0.567	0.470	47.9	0.0478	0.511	66.2	6.75
70	1.013	1.033	977.8	293.0	69.98	4.187	1.000	0.668	0.574	0.406	41.4	0.0415	0.570	64.3	6.56
80	1.013	1.033	971.8	334.9	80.00	4.195	1.002	0.675	0.580	0.355	36.2	0.0365	0.632	62.6	6.38
90	1.013	1.033	965.3	377.0	90.04	4.208	1.005	0.680	0.585	0.315	32.1	0.0326	0.695	60.7	6.19
100	1.013	1.033	958.4	419.1	100.10	4.220	1.008	0.683	0.587	0.283	28.8	0.0295	0.752	58.8	6.00
110	1.433	1.461	951.0	461.3	110.19	4.223	1.011	0.685	0.589	0.259	26.4	0.0272	0.808	56.9	5.80
120	1.986	2.025	943.1	503.7	120.3	4.250	1.015	0.686	0.590	0.237	24.2	0.0252	0.864	54.8	5.59
130	2.702	2.755	934.8	546.4	130.5	4.266	1.019	0.686	0.590	0.218	22.2	0.0233	0.919	52.8	5.39
140	3.642	3.699	926.1	589.1	140.7	4.287	1.024	0.685	0.589	0.201	20.5	0.0217	0.972	50.7	5.17
150	4.761	4.855	917.0	632.2	151.0	4.312	1.030	0.684	0.588	0.186	19.0	0.0203	1.03	48.6	4.96
160	6.181	6.303	907.4	675.3	161.3	4.346	1.038	0.683	0.587	0.173	17.7	0.0191	1.07	46.6	4.75
170	7.924	8.080	897.3	719.3	171.8	4.386	1.046	0.679	0.584	0.163	16.6	0.0181	1.13	45.3	4.62
180	10.03	10.23	886.9	763.3	182.3	4.417	1.055	0.675	0.580	0.153	15.6	0.0173	1.19	42.3	4.31
190	12.55	12.80	876.0	807.6	192.9	4.459	1.065	0.670	0.576	0.144	14.7	0.0165	1.26	40.0	4.08
200	15.54	15.85	863.0	852.4	203.6	4.505	1.076	0.663	0.570	0.136	13.9	0.0158	1.33	37.7	3.84
210	19.07	19.45	852.8	897.6	214.4	4.555	1.088	0.655	0.563	0.130	13.3	0.0153	1.41	35.4	3.61
220	23.20	23.66	840.3	943.7	225.4	4.614	1.102	0.645	0.555	0.124	12.7	0.0148	1.48	33.1	3.38
230	27.98	28.53	827.3	990.2	236.5	4.681	1.118	0.637	0.548	0.120	12.2	0.0145	1.59	31.0	3.16
240	33.47	34.13	813.6	103.8	247.8	4.756	1.136	0.628	0.540	0.115	11.7	0.0141	1.68	28.5	2.91
250	39.77	40.55	799.0	1086	259.3	4.844	1.157	0.618	0.531	0.110	11.2	0.0137	1.81	26.2	2.67
260	46.93	47.85	784.0	1135	271.1	4.949	1.182	0.604	0.520	0.106	10.8	0.0135	1.97	23.8	2.42
270	55.03	56.11	767.9	1185	283.1	5.070	1.211	0.590	0.507	0.102	10.4	0.0133	2.16	21.5	2.19
280	64.16	65.42	750.7	1237	295.4	5.229	1.249	0.575	0.494	0.098	10.0	0.0131	2.37	19.1	1.95
290	74.42	75.88	732.3	1290	308.1	5.485	1.310	0.558	0.480	0.094	9.6	0.0129	2.62	16.9	1.72
300	85.81	87.6	712.5	1345	321.2	5.736	1.370	0.540	0.464	0.091	9.3	0.0128	2.92	14.4	1.47
310	98.76	100.6	691.1	1402	334.9	6.071	1.450	0.523	0.450	0.088	9.0	0.0128	3.29	12.1	1.23
320	113.0	115.1	667.1	1462	349.2	6.573	1.570	0.506	0.435	0.085	8.7	0.0128	3.82	9.81	1.00
330	128.7	131.2	640.2	1526	364.5	7.24	1.73	0.484	0.416	0.081	8.3	0.0127	4.33	7.67	0.782
340	146.1	149.0	610.1	1595	380.9	8.16	1.95	0.457	0.39	0.077	7.9	0.0127	5.34	5.67	0.578
350	165.3	168.6	574.4	1671	399.2	9.50	2.27	0.43	0.37	0.073	7.4	0.0126	6.68	3.81	0.389
360	189.0	190.32	528.0	1761	420.7	13.98	3.34	0.40	0.34	0.067	6.8	0.0126	10.9	2.02	0.206
370	210.4	214.5	450.5	1892	452.0	40.32	9.63	0.34	0.29	0.057	5.8	0.0126	26.4	4.71	0.048

## 8. 饱和湿空气的性质(101.3kPa)

温度/℃	蒸气压/kPa	湿度/kg 水 · (kg 绝干气) <sup>-1</sup>	焓/kJ · (kg 绝干气) <sup>-1</sup>
0	0.6108	0.00382	9.55
2	0.7501	0.00418	13.06
4	0.8129	0.005100	16.39
6	0.9346	0.005868	20.77
8	1.0721	0.006749	25.00
10	1.2271	0.007733	29.52
12	1.4015	0.008849	34.37
14	1.5974	0.010105	39.57
16	1.8168	0.011513	45.18
18	2.062	0.013108	51.29
20	2.337	0.014895	57.86
22	2.642	0.0161812	65.02
24	2.982	0.019131	72.60
26	2.390	0.021635	81.22
28	3.778	0.024435	90.48
30	4.241	0.027558	100.57
32	4.753	0.031050	111.58
34	5.318	0.034950	123.72
36	5.940	0.039289	136.99
38	6.624	0.044136	151.60
40	7.375	0.049532	167.64
42	8.198	0.05560	185.40
44	9.010	0.062278	204.94
46	10.085	0.069778	226.55
48	11.161	0.078146	250.45
50	12.335	0.087516	277.04
52	13.613	0.098108	306.64
54	15.002	0.10976	339.51
56	16.509	0.12297	373.31
58	18.146	0.13990	417.72
60	19.92	0.15472	464.11
62	21.84	0.17380	516.57
64	23.91	0.19541	575.77
66	26.14	0.22021	643.51
68	28.55	0.24866	721.01

9. 空气的重要物理性质(101.3kPa 压力下)

温度/ ℃	密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	定压比热容		导热系数		黏 度		运动黏度/ $\text{mm}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
		$\text{kJ}/$ $(\text{kg} \cdot \text{K})$	$\text{kcal}/$ $(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$	$\text{W}/$ $(\text{m} \cdot \text{K})$	$\text{kcal}/$ $(\text{m} \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C})$	$\mu\text{Pa} \cdot \text{s}$ 或 $10^{-3}\text{cP}$	$10^{-6}\text{kgf} \cdot \text{s}/$ $\text{m}^2$	
-50	1.584	1.013	0.242	0.0204	0.0175	14.6	1.49	9.23
-40	1.515	1.013	0.242	0.0212	0.0182	15.2	1.55	10.04
-30	1.453	1.013	0.242	0.0220	0.0189	15.7	1.60	10.80
-20	1.395	1.009	0.241	0.0228	0.0196	16.2	1.65	12.79
-10	1.342	1.009	0.241	0.0236	0.0203	16.7	1.70	12.43
0	1.293	1.005	0.240	0.0244	0.0210	17.2	1.75	13.28
10	1.247	1.005	0.240	0.0251	0.0216	17.7	1.80	14.16
20	1.205	1.005	0.240	0.0259	0.0223	18.1	1.85	15.06
30	1.165	1.005	0.240	0.0267	0.0230	18.6	1.90	16.00
40	1.128	1.005	0.240	0.0276	0.0237	19.1	1.95	16.96
50	1.093	1.005	0.240	0.0283	0.0243	19.6	2.00	17.95
60	1.060	1.005	0.240	0.0290	0.0249	20.1	2.05	18.97
70	1.029	1.009	0.241	0.0297	0.0255	20.6	2.10	20.02
80	1.000	1.009	0.241	0.0305	0.0262	21.1	2.15	21.09
90	0.972	1.009	0.241	0.0313	0.0269	21.5	2.19	22.10
100	0.946	1.009	0.241	0.0321	0.0276	21.9	2.23	23.13
120	0.898	1.009	0.241	0.0334	0.0287	22.9	2.33	25.45
140	0.854	1.013	0.242	0.0349	0.0300	23.7	2.42	27.80
160	0.815	1.017	0.243	0.0364	0.0313	24.5	2.50	30.09
180	0.779	1.022	0.244	0.0378	0.0325	25.3	2.58	32.49
200	0.746	1.026	0.245	0.0393	0.0338	26.0	2.65	34.85
250	0.674	1.038	0.248	0.0429	0.0367	27.4	2.79	40.61
300	0.615	1.048	0.250	0.0461	0.0396	29.7	3.03	48.33
350	0.566	1.059	0.253	0.0491	0.0422	31.4	3.20	55.46
400	0.524	1.068	0.255	0.0521	0.0448	33.0	3.37	63.09
500	0.456	1.093	0.261	0.0575	0.0494	36.2	3.69	79.38
600	0.404	1.114	0.266	0.0622	0.0535	39.1	3.99	96.89
700	0.362	1.135	0.271	0.0671	0.0577	41.8	4.26	115.4
800	0.329	1.156	0.276	0.0718	0.0617	44.3	4.52	134.8
900	0.301	1.172	0.280	0.0763	0.0656	46.7	4.76	155.1
1000	0.277	1.185	0.283	0.0804	0.0694	49.0	5.00	177.1
1100	0.257	1.197	0.286	0.0850	0.0731	51.2	5.22	199.3
1200	0.239	1.206	0.288	0.0915	0.0787	53.4	5.45	223.7

10. 水的饱和蒸气压( -20 ~ 100℃ )

温度/ ℃	压力/ mmHg	温度/ ℃	压力/ mmHg	温度/ ℃	压力/ mmHg	温度/ ℃	压力/ mmHg
-20	0.772	-11	1.780	2	3.876	7	7.51
19	0.850	-10	1.946	-1	4.216	8	8.05
18	0.935	9	2.125	0	4.579	9	8.61
17	1.027	8	2.321	+1	4.93	10	9.21
16	1.128	7	2.532	2	5.29	11	9.84
15	1.238	6	2.761	3	5.69	12	10.52
14	1.357	5	3.008	4	6.10	13	11.23
13	1.486	4	3.276	5	6.54	14	11.99
12	1.627	3	3.566	6	7.01	15	12.79

续表

温度/℃	压力/mmHg	温度/℃	压力/mmHg	温度/℃	压力/mmHg	温度/℃	压力/mmHg
16	13.63	37	47.07	58	136.1	79	341.0
17	14.53	38	49.65	59	142.6	80	355.1
18	15.48	39	52.44	60	149.4	81	369.3
19	16.48	40	55.32	61	156.4	82	384.9
20	17.54	41	58.34	62	163.8	83	400.6
21	18.65	42	61.50	63	171.4	84	416.8
22	19.83	43	64.80	64	179.3	85	433.6
23	21.07	44	68.26	65	187.5	86	450.9
24	22.38	45	71.88	66	196.1	87	466.1
25	23.76	46	75.65	67	205.0	88	487.1
26	25.21	47	79.60	68	214.2	89	506.1
27	26.74	48	83.71	69	223.7	90	525.8
28	28.35	49	88.02	70	233.7	91	546.1
29	30.04	50	92.51	71	243.9	92	567.0
30	31.82	51	97.20	72	254.6	93	588.6
31	33.70	52	102.1	73	265.7	94	610.9
32	35.66	53	107.2	74	277.2	95	633.9
33	37.73	54	112.5	75	289.1	96	657.6
34	39.90	55	118.0	76	301.4	97	682.1
35	42.18	56	123.8	77	314.1	98	707.3
36	44.56	57	129.8	78	327.3	99	733.2
						100	760.0

11. 饱和水蒸气表(按温度排列)

温度/℃	绝对压力		蒸汽比 体积/ m <sup>3</sup> ·kg <sup>-1</sup>	蒸汽 密度/ kg·m <sup>-3</sup>	液 体 焓		蒸 汽 焓		汽 化 热	
	kgf/cm <sup>2</sup>	kPa			kcal/kg	kJ/kg	kcal/kg	kJ/kg	kcal/kg	kJ/kg
0	0.0062	0.61	206.5	0.00484	0	0	595.0	2491.3	595.0	2491.3
5	0.0089	0.87	147.1	0.00680	5.0	20.94	597.3	2500.9	592.3	2480.0
10	0.0125	1.23	106.4	0.00940	10.0	41.87	599.6	2510.5	589.6	2468.6
15	0.0174	1.71	77.9	0.01283	15.0	62.81	602.0	2520.6	587.0	2457.8
20	0.0238	2.33	57.8	0.01719	20.0	83.74	604.3	2530.1	584.3	2446.3
25	0.0323	3.17	43.40	0.02304	25.0	104.68	606.6	2538.6	581.6	2433.9
30	0.0433	4.25	32.93	0.03036	30.0	125.60	608.9	2549.5	578.9	2423.7
35	0.0573	5.62	25.25	0.03960	35.0	146.55	611.2	2559.1	576.2	2412.6
40	0.0752	7.37	19.55	0.05114	40.0	167.47	613.5	2568.7	573.5	2401.1
45	0.0977	9.58	15.28	0.06543	45.0	188.42	615.7	2577.9	570.7	2389.5
50	0.1528	14.98	12.054	0.0830	50.0	209.34	618.0	2587.6	568.0	2378.1
55	0.1605	15.74	9.589	0.1043	55.0	230.29	620.2	2596.8	565.2	2366.5
60	0.2031	19.92	7.687	0.1301	60.0	251.21	622.5	2606.3	562.5	2355.1
65	0.2550	25.01	6.209	0.1611	65.0	272.16	624.7	2615.6	559.7	2343.4
70	0.3177	31.16	5.052	0.1979	70.0	293.08	626.8	2624.4	556.8	2331.2
75	0.393	38.5	4.139	0.2416	75.0	314.03	629.0	2629.7	554.0	2315.7
80	0.483	47.4	3.414	0.2929	80.0	334.94	631.1	2642.4	551.2	2307.3
85	0.590	57.9	2.832	0.3531	85.0	355.90	633.2	2651.2	548.2	2295.3
90	0.715	70.1	2.365	0.4229	90.0	376.81	635.3	2660.0	545.3	2283.1
95	0.862	84.5	1.985	0.5039	95.0	397.77	637.4	2668.8	542.4	2271.0
100	1.033	101.3	1.675	0.5970	100.0	418.68	639.4	2677.2	539.4	2258.4
105	1.232	120.8	1.421	0.7036	105.1	439.64	641.3	2685.1	536.3	2245.5
110	1.461	143.3	1.212	0.8254	110.1	460.97	643.3	2693.5	533.1	2232.4
115	1.724	169.1	1.038	0.9635	115.2	481.51	645.2	2702.5	530.0	2221.0
120	2.025	198.6	0.893	1.1199	120.3	503.67	647.0	2708.9	526.7	2205.2

续表

温度/ ℃	绝对压力		蒸汽比 体积/ $\text{m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}$	蒸汽 密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	液 体 焓		蒸 汽 焓		汽 化 热	
	$\text{kgf/cm}^2$	kPa			kcal/kg	kJ/kg	kcal/kg	kJ/kg	kcal/kg	kJ/kg
125	2.367	232.1	0.7715	1.296	125.4	523.38	648.8	2716.5	523.5	2193.1
130	2.755	270.2	0.6693	1.494	130.5	546.38	650.6	2723.9	520.1	2177.6
135	3.192	313.0	0.5831	1.715	135.6	565.25	652.3	2731.2	516.7	2166.0
140	3.685	361.4	0.5096	1.962	140.7	589.08	653.9	2737.8	513.2	2148.7
145	4.238	415.6	0.4469	2.238	145.9	607.12	655.5	2744.6	509.6	2137.5
150	4.855	476.1	0.3933	2.543	151.0	632.21	657.0	2750.7	506.0	2118.5
160	6.303	618.1	0.3075	3.252	161.4	675.75	659.9	2762.9	498.5	2087.1
170	8.080	792.4	0.2431	4.113	171.8	719.29	662.4	2773.3	490.6	2054.0
180	10.23	1003	0.1944	5.145	182.3	763.25	664.6	2782.6	482.3	2019.3
190	12.80	1255	0.1568	6.378	192.9	807.63	666.4	2790.1	473.5	1982.5
200	15.85	1554	0.1276	7.840	203.5	852.01	667.7	2795.5	464.2	1943.5
210	19.55	1917	0.1045	9.567	214.3	897.23	668.6	2799.3	454.5	1902.1
220	23.66	2320	0.0862	11.600	225.1	942.45	669.0	2801.0	443.9	1858.5
230	28.53	2797	0.07155	13.98	236.1	988.50	668.8	2800.1	432.7	1811.6
240	34.13	3347	0.05967	16.76	247.1	1034.56	668.0	2796.8	420.8	1762.2
250	40.55	3976	0.04998	20.01	258.3	1081.45	666.4	2790.1	408.1	1708.6
260	47.85	4693	0.04199	23.82	269.6	1128.76	664.2	2780.9	394.5	1652.1
270	56.11	5503	0.03538	28.27	281.1	1176.91	661.2	2760.3	380.1	1591.4
280	63.42	6220	0.02988	33.47	292.7	1225.48	657.3	2752.0	364.6	1526.5
290	75.88	7442	0.02525	39.60	304.4	1274.46	652.6	2732.3	348.1	1457.8
300	87.6	8591	0.02131	46.93	316.6	1325.54	646.8	2708.0	330.2	1382.5
310	100.7	9876	0.01799	55.59	329.3	1378.71	640.1	2680.0	310.8	1301.3
320	115.2	11300	0.01516	65.95	343.0	1436.07	632.5	2648.2	289.5	1212.1
330	131.3	12880	0.01273	78.53	357.5	1446.78	623.5	2610.5	266.6	1113.7
340	149.0	14510	0.01064	93.98	373.3	1562.93	613.5	2568.6	240.2	1005.7
350	168.6	16530	0.00884	113.0	390.8	1632.20	601.1	2516.7	210.3	880.5
360	190.3	18660	0.00716	139.6	413.0	1729.15	583.4	2442.6	170.3	713.4
370	214.5	21030	0.00585	171.0	451.0	1888.25	549.8	2301.9	98.2	411.1
374	225.0	22060	0.00310	322.6	501.1	2098.0	501.1	2098.0		

12. 饱和水蒸气表(按压力排列)

(1) 以 SI 压力单位为准

绝对压力		温度/ ℃	蒸汽的比体积/ $\text{m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}$	蒸汽的密度/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	焓/ $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$		汽化热/ $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$
kPa	atm				液 体	蒸 汽	
1.0	0.00987	6.3	129.37	0.00773	26.48	2503.1	2476.8
1.5	0.0148	12.5	88.26	0.01133	52.26	2515.3	2463.0
2.0	0.0197	17.0	67.29	0.01486	71.21	2524.2	2452.9
2.5	0.0247	20.9	54.47	0.01836	87.45	2531.8	2444.3
3.0	0.0296	23.5	45.52	0.02179	98.38	2536.8	2438.4
3.5	0.0345	26.1	39.45	0.02523	109.30	2541.8	2432.5
4.0	0.0395	28.7	34.88	0.02867	120.23	2546.8	2426.6
4.5	0.0444	30.8	33.06	0.03205	129.00	2550.9	2421.9
5.0	0.0493	32.4	28.27	0.03537	135.69	2554.0	2418.3
6.0	0.0592	35.6	23.81	0.04200	149.06	2560.1	2411.0
7.0	0.0691	38.3	20.56	0.04864	162.44	2566.3	2403.8
8.0	0.0790	41.3	18.13	0.05514	172.73	2571.0	2398.2
9.0	0.0888	43.3	16.24	0.06156	181.16	2574.8	2393.6
10	0.0987	45.3	14.71	0.06798	189.59	2578.5	2388.9
15	0.148	53.5	10.04	0.09956	224.03	2594.0	2370.0
20	0.197	60.1	7.65	0.13068	251.51	2606.4	2354.9
30	0.296	66.5	5.24	0.19093	288.77	2622.4	2333.7
40	0.395	75.0	4.00	0.24975	315.93	2634.1	2312.2
50	0.493	81.2	3.25	0.30799	339.80	2644.3	2304.5
60	0.592	85.6	2.74	0.36514	358.21	2652.1	2393.9

续表

绝对压力		温度/ ℃	蒸汽的比体积/ m <sup>3</sup> · kg <sup>-1</sup>	蒸汽的密度/ kg · m <sup>-3</sup>	焓/kJ · kg <sup>-1</sup>		汽化热/ kJ · kg <sup>-1</sup>
kPa	atm				液 体	蒸 汽	
70	0.691	89.9	2.37	0.42229	376.61	2659.8	2283.2
80	0.799	93.2	2.09	0.47807	390.08	2665.3	2275.3
90	0.888	96.4	1.87	0.53384	403.49	2670.8	2267.4
100	0.987	99.6	1.70	0.58961	416.90	2676.3	2259.5
120	1.184	104.5	1.43	0.69868	437.51	2684.3	2246.8
140	1.382	109.2	1.24	0.80758	457.67	2692.1	2234.4
160	1.579	113.0	1.21	0.82981	473.88	2698.1	2224.2
180	1.776	116.6	0.988	1.0209	489.32	2703.7	2214.3
200	1.974	120.2	0.887	1.1273	493.71	2709.2	2204.6
250	2.467	127.2	0.719	1.3904	534.39	2719.7	2185.4
300	2.961	133.3	0.606	1.6501	560.38	2728.5	2168.1
350	3.454	138.8	0.524	1.9074	583.76	2736.1	2152.3
400	3.948	143.4	0.463	2.1618	603.61	2742.1	2138.5
450	4.44	147.7	0.414	2.4152	622.42	2747.8	2125.4
500	4.93	151.7	0.375	2.6673	639.59	2752.8	2113.2
600	5.92	158.7	0.316	3.1686	670.22	2761.4	2091.1
700	6.91	164.7	0.273	3.6657	696.27	2767.8	2071.5
800	7.90	170.4	0.240	4.1614	720.96	2773.7	2052.7
900	8.88	175.1	0.215	4.6525	741.82	2778.1	2036.2
1 × 10 <sup>3</sup>	9.87	179.9	0.194	5.1432	762.68	2782.5	2019.7
1.1 × 10 <sup>3</sup>	10.86	180.2	0.177	5.6339	780.34	2785.5	2005.1
1.2 × 10 <sup>3</sup>	11.84	187.8	0.166	6.1241	797.92	2788.5	1990.6
1.3 × 10 <sup>3</sup>	12.83	191.5	0.151	6.6141	814.25	2790.9	1976.7
1.4 × 10 <sup>3</sup>	13.82	194.8	0.141	7.1038	829.06	2792.4	1963.7
1.5 × 10 <sup>3</sup>	14.80	198.2	0.132	7.5935	843.86	2794.5	1950.7
1.6 × 10 <sup>3</sup>	15.79	201.3	0.124	8.0814	857.77	2796.0	1938.2
1.7 × 10 <sup>3</sup>	16.78	204.1	0.117	8.5674	870.58	2797.1	1926.5
1.8 × 10 <sup>3</sup>	17.76	206.9	0.110	9.0533	883.39	2798.1	1914.8
1.9 × 10 <sup>3</sup>	18.85	209.8	0.105	9.5392	896.21	2799.2	1903.0
2 × 10 <sup>3</sup>	19.74	212.2	0.0997	10.0338	907.32	2799.7	1892.4
3 × 10 <sup>3</sup>	29.61	233.7	0.0666	15.0075	1005.4	2798.9	1793.5
4 × 10 <sup>3</sup>	39.48	250.3	0.0498	20.0969	1082.9	2789.8	1706.8
5 × 10 <sup>3</sup>	49.35	263.8	0.0394	25.3663	1146.9	2776.2	1629.2
6 × 10 <sup>3</sup>	59.21	275.4	0.0324	30.8494	1203.2	2759.5	1556.3
7 × 10 <sup>3</sup>	69.08	285.7	0.0273	36.5744	1253.2	2740.8	1487.6
8 × 10 <sup>3</sup>	79.95	294.8	0.0235	42.5768	1299.2	2720.5	1403.7
9 × 10 <sup>3</sup>	88.82	303.2	0.0205	48.8945	1343.5	2699.1	1356.6
10 × 10 <sup>3</sup>	98.69	310.9	0.0180	55.5407	1384.0	2677.1	1293.1
12 × 10 <sup>3</sup>	118.43	324.5	0.0142	70.3075	1463.4	2631.2	1167.7
14 × 10 <sup>3</sup>	138.17	336.5	0.0115	87.3020	1567.9	2583.2	1043.4
16 × 10 <sup>3</sup>	157.90	347.2	0.00927	107.8010	1615.8	2531.1	915.4
18 × 10 <sup>3</sup>	177.64	356.9	0.00744	134.4813	1699.8	2466.0	766.1
20 × 10 <sup>3</sup>	197.38	365.6	0.00566	176.5961	1817.8	2364.2	544.9

(2)以工程制压力为准

绝对压力		温度/ ℃	蒸汽比体积/ m <sup>3</sup> · kg <sup>-1</sup>	蒸汽密度/ kg · m <sup>-3</sup>	液 体 焓		蒸 汽 焓		汽 化 热	
kgf/cm <sup>2</sup>	kPa				kcal/kg	kJ/kg	kcal/kg	kJ/kg	kcal/kg	kJ/kg
0.01	0.981	6.6	131.60	0.00760	6.6	27.63	598.0	2503.71	591.4	2476.07
0.015	1.471	12.7	89.64	0.01116	12.7	53.17	600.9	2515.85	588.2	2462.68
0.02	1.961	17.1	68.27	0.01465	17.1	71.59	602.9	2523.74	585.8	2452.63
0.025	2.45	20.7	55.28	0.01809	20.7	86.67	604.6	2531.34	583.9	2444.67
0.03	2.94	23.7	46.53	0.02149	23.7	99.23	606.0	2537.20	582.3	2437.97
0.04	3.92	28.6	35.46	0.02820	28.6	119.74	608.2	2546.41	579.6	2426.67

续表

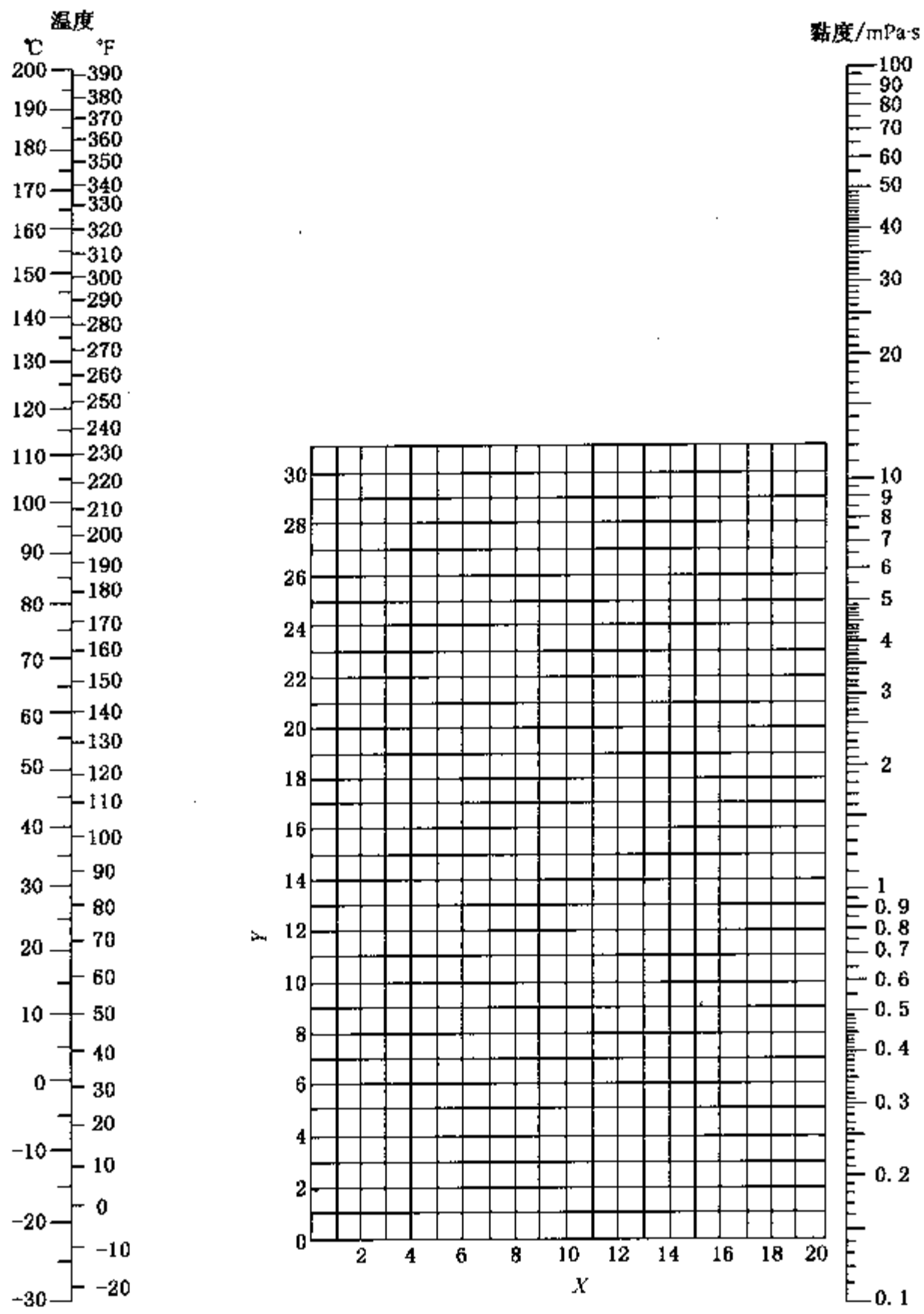
绝对压力		温度/	蒸汽比体积/	蒸汽密度/	液 体 焓		蒸 汽 焓		汽 化 热	
kgf/cm <sup>2</sup>	kPa	℃	m <sup>3</sup> · kg <sup>-1</sup>	kg · m <sup>-3</sup>	kcal/kg	kJ/kg	kcal/kg	kJ/kg	kcal/kg	kJ/kg
0.05	4.90	32.5	28.73	0.03481	32.5	136.07	610.0	2550.17	577.5	2417.88
0.06	5.88	35.8	24.19	0.04133	35.8	149.89	611.5	2560.23	575.8	2410.76
0.08	7.85	41.4	18.45	0.05420	41.1	172.08	614.0	2570.70	572.8	2398.20
0.10	9.81	45.4	14.96	0.06686	45.4	190.08	615.9	2579.76	570.5	2388.57
0.12	11.77	49.0	12.60	0.07937	49.0	205.15	617.6	2585.77	568.5	2380.20
0.15	14.71	53.6	10.22	0.09787	53.6	224.41	619.6	2594.14	566.0	2369.73
0.20	19.61	59.7	7.797	0.1283	59.7	249.95	622.3	2605.45	562.7	2355.91
0.30	29.4	68.7	5.331	0.1876	68.7	287.63	626.3	2621.69	557.6	2334.56
0.40	39.2	75.4	4.072	0.2456	75.4	315.68	629.2	2634.75	553.8	2318.65
0.50	49.0	80.9	3.304	0.3027	80.9	338.71	631.5	2643.96	550.6	2305.25
0.60	58.8	85.5	2.785	0.3590	85.5	357.97	633.4	2651.92	548.0	2294.37
0.70	68.6	89.3	2.411	0.4147	89.5	374.72	635.1	2659.04	545.6	2284.32
0.80	78.5	93.0	2.128	0.4699	93.0	389.37	636.5	2664.90	543.6	2275.94
0.90	88.3	96.2	1.906	0.5246	96.2	402.77	637.8	2670.34	541.7	2267.99
1.0	98.1	99.1	1.727	0.5790	99.1	414.91	639.0	2675.37	539.9	2260.45
1.2	117.7	104.2	1.457	0.6865	104.3	436.68	641.1	2684.16	536.7	2247.06
1.4	137.2	108.7	1.261	0.7931	108.9	455.94	642.8	2691.30	533.9	2235.33
1.6	157.0	112.7	1.113	0.898	112.9	472.69	644.3	2697.56	531.4	2224.87
1.8	176.5	116.3	0.997	1.003	116.6	488.18	645.7	2703.42	529.1	2215.24
2.0	196.1	119.6	0.903	1.107	119.9	502.00	646.9	2708.44	527.0	2206.44
3.0	294	132.9	0.6180	1.618	133.4	558.52	651.6	2728.12	518.1	2169.18
4.0	392	142.9	0.4718	2.120	143.7	601.64	654.9	2741.94	511.1	2139.87
5.0	490	151.1	0.3825	2.614	152.2	637.23	657.3	2751.98	505.2	2115.17
6.0	588	158.1	0.3222	3.104	159.4	667.38	659.3	2760.36	499.9	2092.98
7.0	686	164.2	0.2785	3.591	165.7	693.75	660.9	2767.06	495.2	2073.30
8.0	785	169.6	0.2454	4.075	171.4	717.62	662.3	2772.92	490.9	2055.30
9.0	883	174.5	0.2195	4.556	176.6	739.39	663.4	2777.52	486.8	2038.13
10	981	179.0	0.1985	5.037	181.3	759.07	664.4	2781.71	483.1	2022.64
11	1079	183.2	0.1813	5.616	185.7	777.49	665.2	2785.06	479.5	2007.57
12	1177	187.1	0.1668	5.996	189.8	794.65	665.9	2788.00	476.1	1993.3
13	1274	190.7	0.1545	6.474	193.6	810.56	666.6	2790.92	472.8	1979.52
14	1373	194.1	0.1438	6.952	197.3	826.06	667.0	2792.60	469.7	1966.54
15	1471	197.4	0.1346	7.431	200.7	840.29	667.4	2794.27	466.7	1953.98
16	1569	200.4	0.1264	7.909	204.0	854.11	667.8	2795.95	463.8	1941.84
17	1667	203.4	0.1192	8.389	207.1	867.09	668.1	2797.20	460.9	1929.70
18	1765	206.2	0.1128	8.868	210.1	879.65	668.3	2798.04	458.2	1918.39
19	1863	208.8	0.1070	9.349	213.0	891.79	668.5	2798.88	455.5	1907.09
20	1961	211.4	0.1017	9.83	215.8	903.51	668.7	2799.71	452.9	1896.20
30	2942	232.8	0.06802	14.70	239.1	1001.06	668.6	2799.29	429.5	1798.23
40	3923	249.2	0.05069	19.73	257.4	1077.68	666.6	2790.92	409.2	1713.24
50	4904	262.7	0.04007	24.96	272.7	1141.74	663.4	2777.52	390.7	1635.78
60	5884	274.3	0.03289	30.41	286.1	1197.84	659.5	2761.19	373.5	1563.77
70	6864	284.5	0.02769	36.12	298.0	1247.67	655.3	2743.61	357.3	1495.94
80	7846	293.6	0.02374	42.13	308.8	1292.88	650.6	2723.93	341.8	1431.05
90	8826	301.9	0.02064	48.45	319.0	1335.59	645.6	2703.00	326.7	1367.83
100	9807	309.5	0.01815	55.11	328.7	1402.29	640.5	2681.65	311.8	1305.44
120	11770	323.1	0.01437	69.60	343.7	1439.00	629.7	2636.43	282.4	1182.35
140	13730	335.0	0.01164	85.91	365.3	1529.44	618.6	2589.95	253.3	1060.52
160	15690	345.7	0.00956	104.6	383.4	1604.91	606.3	2538.46	222.8	932.82
180	17650	355.4	0.00782	128.0	401.9	1682.67	592.6	2481.10	190.7	798.42
200	19610	364.2	0.00614	162.9	425.6	1781.90	572.8	2398.20	147.3	616.72
225	22070	374.0	0.00310	322.6	501.1	2098.00	501.1	2098.00	0	0



## 13. 水的黏度(0~100℃)

温度/ ℃	黏度/ mPa·s	温度/ ℃	黏度/ mPa·s	温度/ ℃	黏度/ mPa·s	温度/ ℃	黏度/ mPa·s
0	1.7921	25	0.8937	51	0.5404	77	0.3702
1	1.7313	26	0.8737	52	0.5315	78	0.3655
2	1.6728	27	0.8545	53	0.5229	79	0.3610
3	1.6191	28	0.8360	54	0.5146	80	0.3565
4	1.5674	29	0.8180	55	0.5064	81	0.3521
5	1.5188	30	0.8007	56	0.4985	82	0.3478
6	1.4728	31	0.7840	57	0.4907	83	0.3436
7	1.4284	32	0.7679	58	0.4832	84	0.3395
8	1.3860	33	0.7523	59	0.4759	85	0.3355
9	1.3462	34	0.7371	60	0.4688	86	0.3315
10	1.3077	35	0.7225	61	0.4618	87	0.3276
11	1.2713	36	0.7085	62	0.4550	88	0.3239
12	1.2363	37	0.6947	63	0.4483	89	0.3202
13	1.2028	38	0.6814	64	0.4418	90	0.3165
14	1.1709	39	0.6685	65	0.4355	91	0.3130
15	1.1404	40	0.6560	66	0.4293	92	0.3095
16	1.1111	41	0.6439	67	0.4233	93	0.3060
17	1.0828	42	0.6321	68	0.4174	94	0.3027
18	1.0559	43	0.6207	69	0.4117	95	0.2994
19	1.0299	44	0.6097	70	0.4061	96	0.2962
20	1.0050	45	0.5988	71	0.4006	97	0.2930
20.2	1.0000	46	0.5883	72	0.3952	98	0.2899
21	0.9810	47	0.5782	73	0.3900	99	0.2868
22	0.9579	48	0.5683	74	0.3849	100	0.2838
23	0.9359	49	0.5588	75	0.3799		
24	0.9142	50	0.5494	76	0.3750		

14. 液体黏度共线图



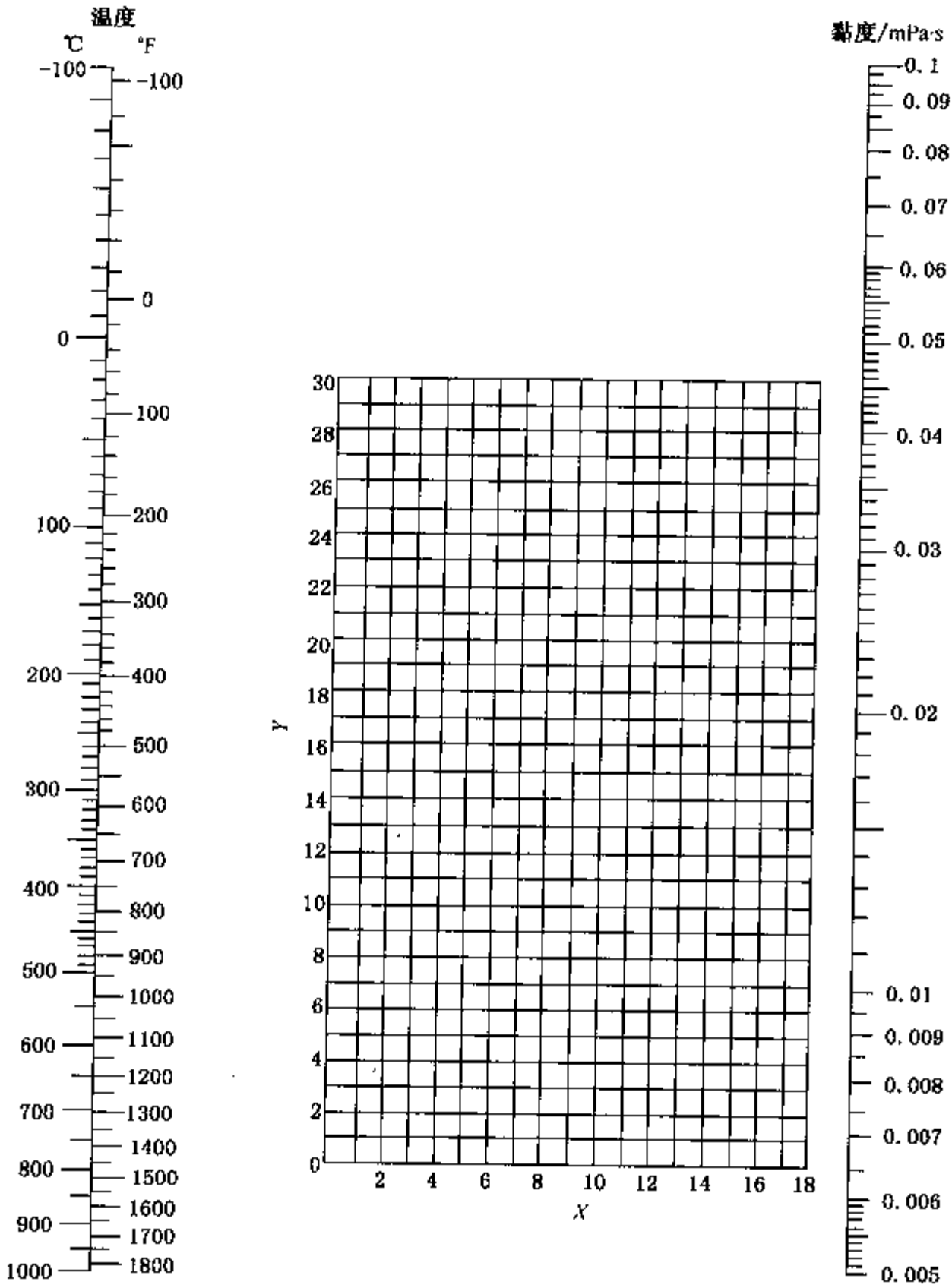
附录图 1 液体黏度共线图

液体黏度共线图坐标值

用法举例：求苯在 50℃ 时的黏度，从本表序号 26 查得苯的  $X=12.5$ ， $Y=10.9$ 。把这两个数值标在前页共线图的  $Y-X$  坐标上得一点，把这点与图中左方温度标尺上 50℃ 的点联成一直线，延长，与右方黏度标尺相交，由此交点定出 50℃ 苯的黏度为  $0.44\text{mPa}\cdot\text{s}$ 。

序号	名 称	X	Y	序号	名 称	X	Y
1	水	10.2	13.0	31	乙 苯	13.2	11.5
2	盐水(25% NaCl)	10.2	16.6	32	氯 苯	12.3	12.4
3	盐水(25% CaCl <sub>2</sub> )	6.6	15.9	33	硝基苯	10.6	16.2
4	氨	12.6	2.0	34	苯 胺	8.1	18.7
5	氨水(26%)	10.1	13.9	35	苯 酚	6.9	20.8
6	二氧化碳	11.6	0.3	36	联 苯	12.0	18.3
7	二氧化硫	15.2	7.1	37	萘	7.9	18.1
8	二硫化碳	16.1	7.5	38	甲醇(100%)	12.4	10.5
9	溴	14.2	13.2	39	甲醇(90%)	12.3	11.8
10	汞	18.4	16.4	40	甲醇(40%)	7.8	15.5
11	硫酸(110%)	2	27.4	41	乙醇(100%)	10.5	13.8
12	硫酸(100%)	8.0	25.1	42	乙醇(95%)	9.8	14.3
13	硫酸(98%)	7.0	24.8	43	乙醇(40%)	6.5	16.6
14	硫酸(60%)	10.2	21.3	44	乙二醇	6.0	23.6
15	硝酸(95%)	12.8	13.8	45	甘油(100%)	2.0	30.0
16	硝酸(60%)	10.8	17.0	46	甘油(50%)	6.9	19.6
17	盐酸(31.5%)	13.0	16.6	47	乙 醚	14.5	5.3
18	氢氧化钠(50%)	3.2	25.8	48	乙 醛	15.2	14.8
19	戊 烷	14.9	5.2	49	丙 酮	14.5	7.2
20	乙 烷	14.7	7.0	50	甲 酸	10.7	15.8
21	庚 烷	14.1	8.4	51	乙酸(100%)	12.1	14.2
22	辛 烷	13.7	10.0	52	乙酸(70%)	9.5	17.0
23	三氯甲烷	14.4	10.2	53	乙酸酐	12.7	12.8
24	四氯化碳	12.7	13.1	54	乙酸乙酯	13.7	9.1
25	二氯乙烷	13.2	12.2	55	乙酸戊酯	11.8	12.5
26	苯	12.5	10.9	56	氟里昂-11	14.4	9.0
27	甲 苯	13.7	10.4	57	氟里昂-12	16.8	5.6
28	邻二甲苯	13.5	12.1	58	氟里昂-21	15.7	7.5
29	间二甲苯	13.9	10.6	59	氟里昂-22	17.2	4.7
30	对二甲苯	13.9	10.9	60	煤 油	10.2	16.9

15. 气体黏度共线图(常压下用)

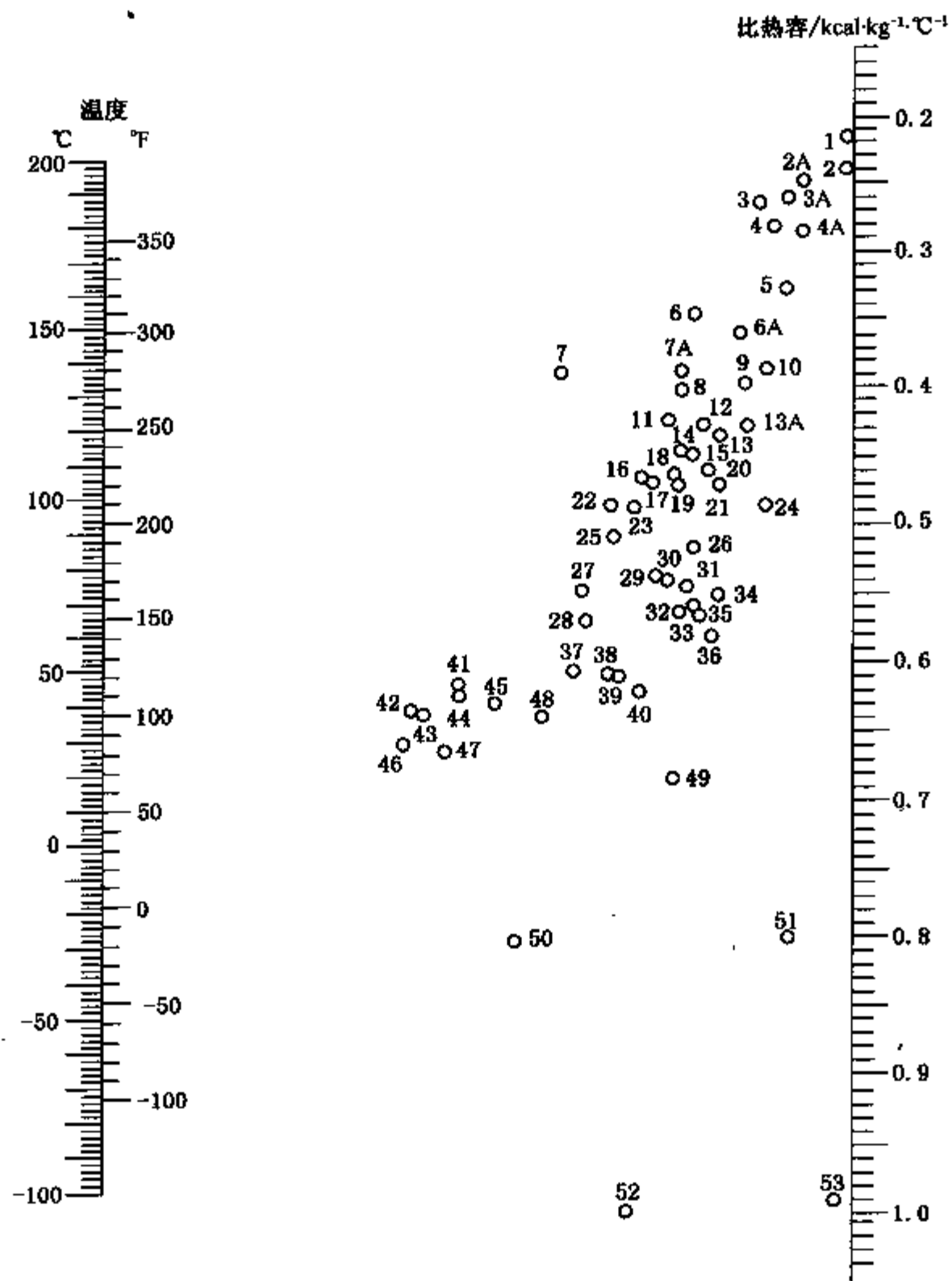


附录图 2 气体黏度共线图(常压下用)

气体黏度共线图坐标值

序号	名 称	X	Y	序号	名 称	X	Y
1	空 气	11.0	20.0	21	乙 炔	9.8	14.9
2	氧	11.0	21.3	22	丙 烷	9.7	12.9
3	氮	10.6	20.0	23	丙 烯	9.0	13.8
4	氢	11.2	12.4	24	丁 烯	9.2	13.7
5	3H <sub>2</sub> + N <sub>2</sub>	11.2	17.2	25	戊 烷	7.0	12.8
6	水蒸气	8.0	16.0	26	己 烷	8.6	11.8
7	二氧化碳	9.5	18.7	27	三氯甲烷	8.9	15.7
8	一氧化碳	11.0	20.0	28	苯	8.5	13.2
9	氨	8.4	16.0	29	甲 苯	8.6	12.4
10	硫化氢	8.6	18.0	30	甲 醇	8.5	15.6
11	二氧化硫	9.6	17.0	31	乙 醇	9.2	14.2
12	二硫化碳	8.0	16.0	32	丙 醇	8.4	13.4
13	一氧化二氮	8.8	19.0	33	醋 酸	7.7	14.3
14	一氧化氮	10.9	20.5	34	丙 酮	8.9	13.0
15	氟	7.3	23.8	35	乙 醚	8.9	13.0
16	氯	9.0	18.4	36	醋酸乙酯	8.5	13.2
17	氯化氢	8.8	18.7	37	氟里昂-11	10.6	15.1
18	甲 烷	9.9	15.5	38	氟里昂-12	11.1	16.0
19	乙 烷	9.1	14.5	39	氟里昂-21	10.8	15.3
20	乙 烯	9.5	15.1	40	氟里昂-22	10.1	17.0

16. 液体比热容共线图



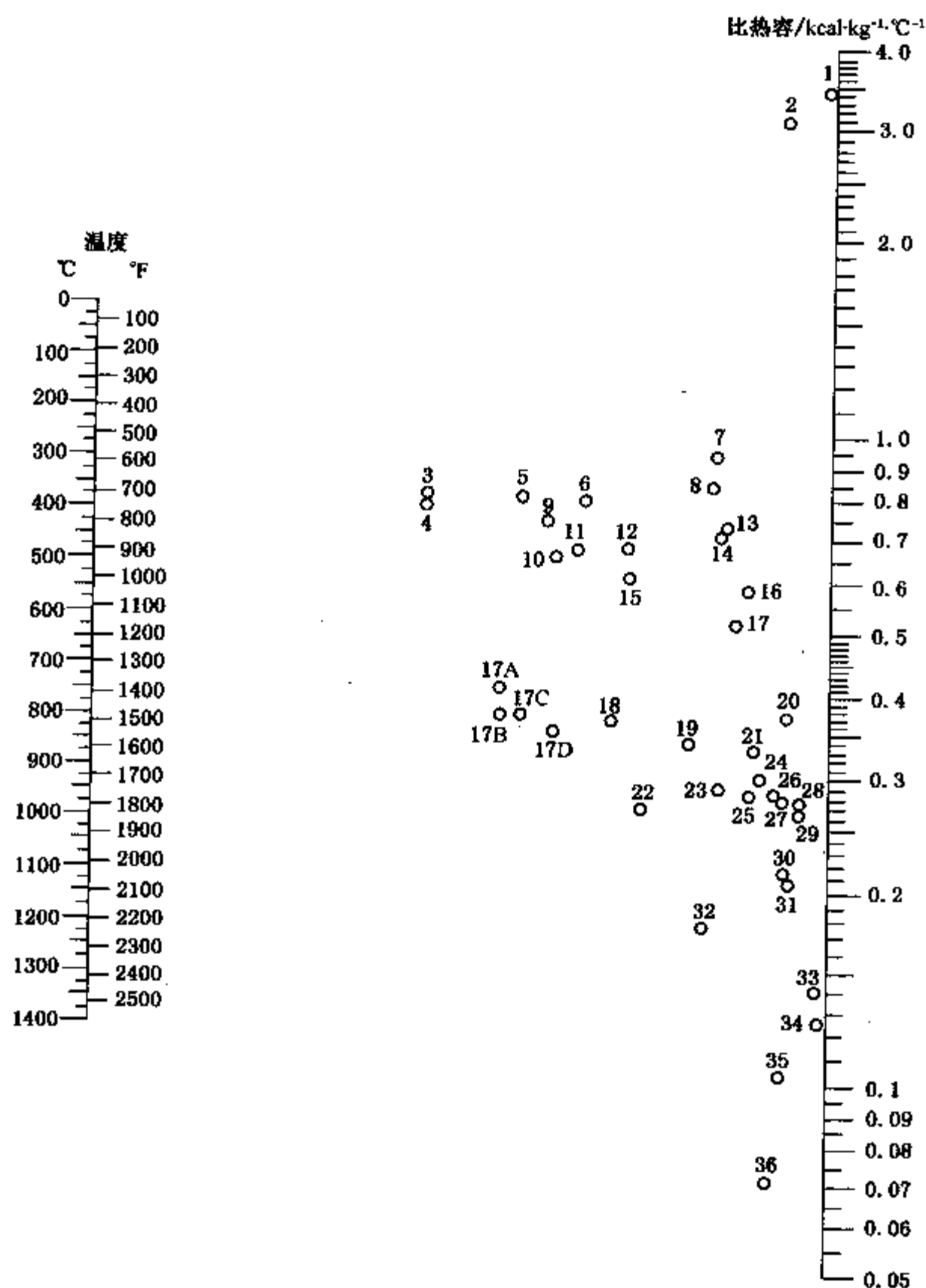
附录图 3 液体比热容共线图

液体比热容共线图 中的编号

编号	名 称	温度范围/ ℃	编号	名 称	温度范围/ ℃	编号	名 称	温度范围/ ℃
53	水	10 ~ 200	6A	二氯乙烷	-30 ~ 60	47	异丙醇	-20 ~ 50
51	盐水(25% NaCl)	-40 ~ 20	3	过氯乙烯	-30 ~ 40	44	丁 醇	0 ~ 100
49	盐水(25% CaCl <sub>2</sub> )	-40 ~ 20	23	苯	10 ~ 80	43	异丁醇	0 ~ 100
52	氨	-70 ~ 50	23	甲 苯	0 ~ 60	37	戊 醇	-50 ~ 25
11	二氧化硫	-20 ~ 100	17	对二甲苯	0 ~ 100	41	异戊醇	10 ~ 100
2	二硫化碳	-100 ~ 25	18	间二甲苯	0 ~ 100	39	乙二醇	-40 ~ 200
9	硫酸(98%)	10 ~ 45	19	邻二甲苯	0 ~ 100	38	甘 油	-40 ~ 20
48	盐酸(30%)	20 ~ 100	8	氯 苯	0 ~ 100	27	苯甲基醇	-20 ~ 30
35	己 烷	-80 ~ 20	12	硝基苯	0 ~ 100	36	乙 醚	-100 ~ 25
28	庚 烷	0 ~ 60	30	苯 胺	0 ~ 130	31	异丙醚	-80 ~ 200
33	辛 烷	-50 ~ 25	10	苯甲基氯	-20 ~ 30	32	丙 酮	20 ~ 50
34	壬 烷	-50 ~ 25	25	乙 苯	0 ~ 100	29	乙 酸	0 ~ 80
21	癸 烷	-80 ~ 25	15	联 苯	80 ~ 120	24	乙酸乙酯	-50 ~ 25
13A	氯甲烷	-80 ~ 20	16	联苯醚	0 ~ 200	26	乙酸戊酯	0 ~ 100
5	二氯甲烷	-40 ~ 50	16	联苯-联苯醚	0 ~ 200	20	吡 啶	-50 ~ 25
4	三氯甲烷	0 ~ 50	14	萘	90 ~ 200	2A	氟里昂-11	-20 ~ 70
22	二苯基甲烷	30 ~ 100	40	甲 醇	-40 ~ 20	6	氟里昂-12	-40 ~ 15
3	四氯化碳	10 ~ 60	42	乙醇(100%)	30 ~ 80	4A	氟里昂-21	-20 ~ 70
13	氯乙烷	-30 ~ 40	46	乙醇(95%)	20 ~ 80	7A	氟里昂-22	-20 ~ 60
1	溴乙烷	5 ~ 25	50	乙醇(50%)	20 ~ 80	3A	氟里昂-113	-20 ~ 70
7	碘乙烷	0 ~ 100	45	丙 醇	-20 ~ 100			



# 17. 气体比热容共线图(常压下用)

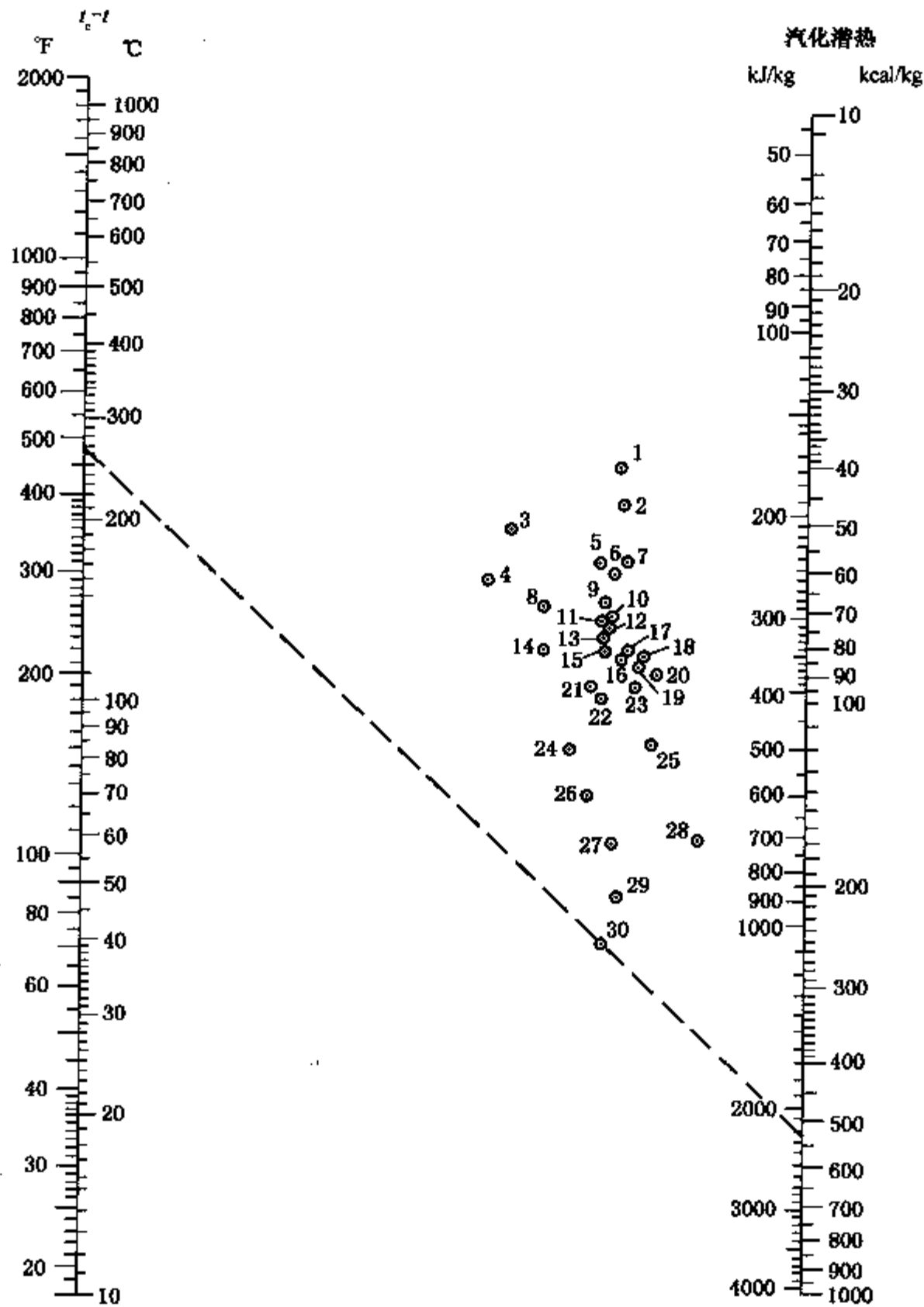


附录图 4 气体比热容共线图(常压下用)

气体比热容共线图 中的编号

编号	名 称	温度范围/ ℃	编号	名 称	温度范围/ ℃	编号	名 称	温度范围/ ℃
27	空 气	0 ~ 1400	24	二氧化碳	400 ~ 1400	9	乙 烷	200 ~ 600
23	氧	0 ~ 500	22	二氧化硫	0 ~ 400	8	乙 烷	600 ~ 1400
29	氧	500 ~ 1400	31	二氧化硫	400 ~ 1400	4	乙 烯	0 ~ 200
26	氮	0 ~ 1400	17	水蒸气	0 ~ 1400	11	乙 烯	200 ~ 600
1	氢	0 ~ 600	19	硫化氢	0 ~ 700	13	乙 烯	600 ~ 1400
2	氢	600 ~ 1400	21	硫化氢	700 ~ 1400	10	乙 炔	0 ~ 200
32	氯	0 ~ 200	20	氟化氢	0 ~ 1400	15	乙 炔	200 ~ 400
34	氯	200 ~ 1400	30	氟化氢	0 ~ 1400	16	乙 炔	400 ~ 1400
33	硫	300 ~ 1400	35	溴化氢	0 ~ 1400	17B	氟里昂 - 11	0 ~ 500
12	氨	0 ~ 600	36	碘化氢	0 ~ 1400	17C	氟里昂 - 21	0 ~ 500
14	氮	600 ~ 1400	5	甲 烷	0 ~ 300	19A	氟里昂 - 22	0 ~ 500
25	一氧化氮	0 ~ 700	6	甲 烷	300 ~ 700	17D	氟里昂 - 113	0 ~ 500
28	一氧化氮	700 ~ 1400	7	甲 烷	700 ~ 1400			
18	二氧化碳	0 ~ 400	3	乙 烷	0 ~ 200			

18. 液体汽化潜热共线图



附录图 5 液体汽化潜热共线图

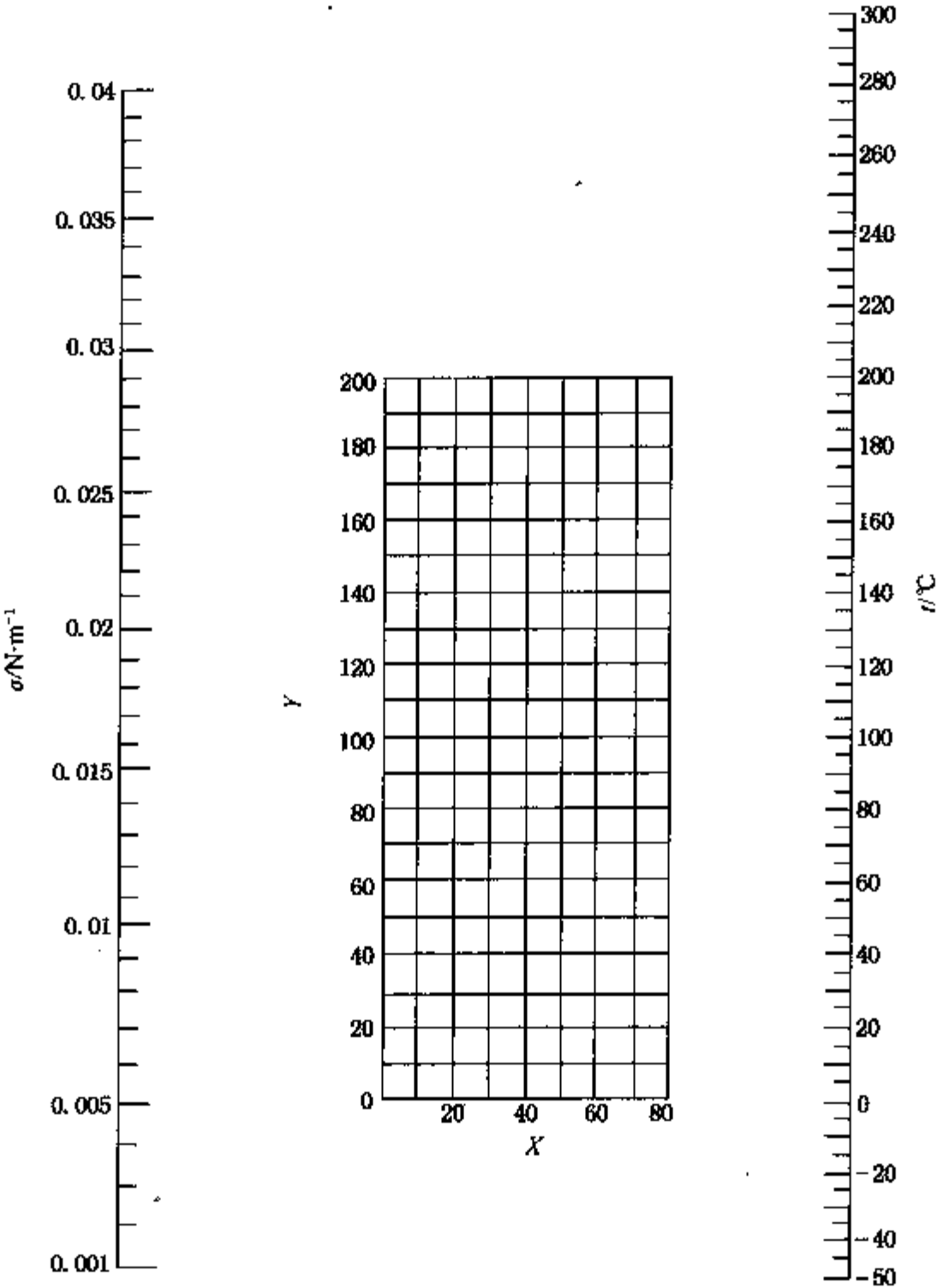
液体汽化潜热共线图 中的编号

用法举例：求水在  $t = 100^{\circ}\text{C}$  时的汽化潜热，从下表中查得水的编号为 30，又查得水的  $t_c = 374^{\circ}\text{C}$ ，故得  $t_c - t = 374 - 100 = 274^{\circ}\text{C}$ ，在前页共线图的  $t_c - t$  标尺上定出  $274^{\circ}\text{C}$  的点，与图中编号为 30 的圆圈中心点联一直线，延长到汽化潜热的标尺上，读出交点读数为  $540\text{kcal/kgf}$  或  $2260\text{kJ/kg}$ 。

编号	名 称	$t_c / ^{\circ}\text{C}$	$t_c - t$ 范围/ $^{\circ}\text{C}$	编号	名 称	$t_c / ^{\circ}\text{C}$	$t_c - t$ 范围/ $^{\circ}\text{C}$
30	水	374	100 ~ 500	2	四氯化碳	283	30 ~ 250
29	氨	133	50 ~ 200	17	氯乙烷	187	100 ~ 250
19	一氧化氮	36	25 ~ 150	13	苯	289	10 ~ 400
21	二氧化碳	31	10 ~ 100	3	联 苯	527	175 ~ 400
4	二硫化碳	273	140 ~ 275	27	甲 醇	240	40 ~ 250
14	二氧化硫	157	90 ~ 160	26	乙 醇	243	20 ~ 140
25	乙 烷	32	25 ~ 150	24	丙 醇	264	20 ~ 200
23	丙 烷	96	40 ~ 200	13	乙 醚	194	10 ~ 400
16	丁 烷	153	90 ~ 200	22	丙 酮	235	120 ~ 210
15	异丁烷	134	80 ~ 200	18	乙 酸	321	100 ~ 225
12	戊 烷	197	20 ~ 200	2	氟里昂 - 11	198	70 ~ 225
11	己 烷	235	50 ~ 225	2	氟里昂 - 12	111	40 ~ 200
10	庚 烷	267	20 ~ 300	5	氟里昂 - 21	178	70 ~ 250
9	辛 烷	296	30 ~ 300	6	氟里昂 - 22	96	50 ~ 170
20	一氟甲烷	143	70 ~ 250	1	氟里昂 - 113	214	90 ~ 250
8	二氟甲烷	216	150 ~ 250				
7	三氟甲烷	263	140 ~ 270				

19. 液体表面张力

各种液体在不同温度下的表面张力由附录图 6 查得。



附录图 6. 液体表面张力图

各种液体在附录图 6 中的坐标值列于下表中。

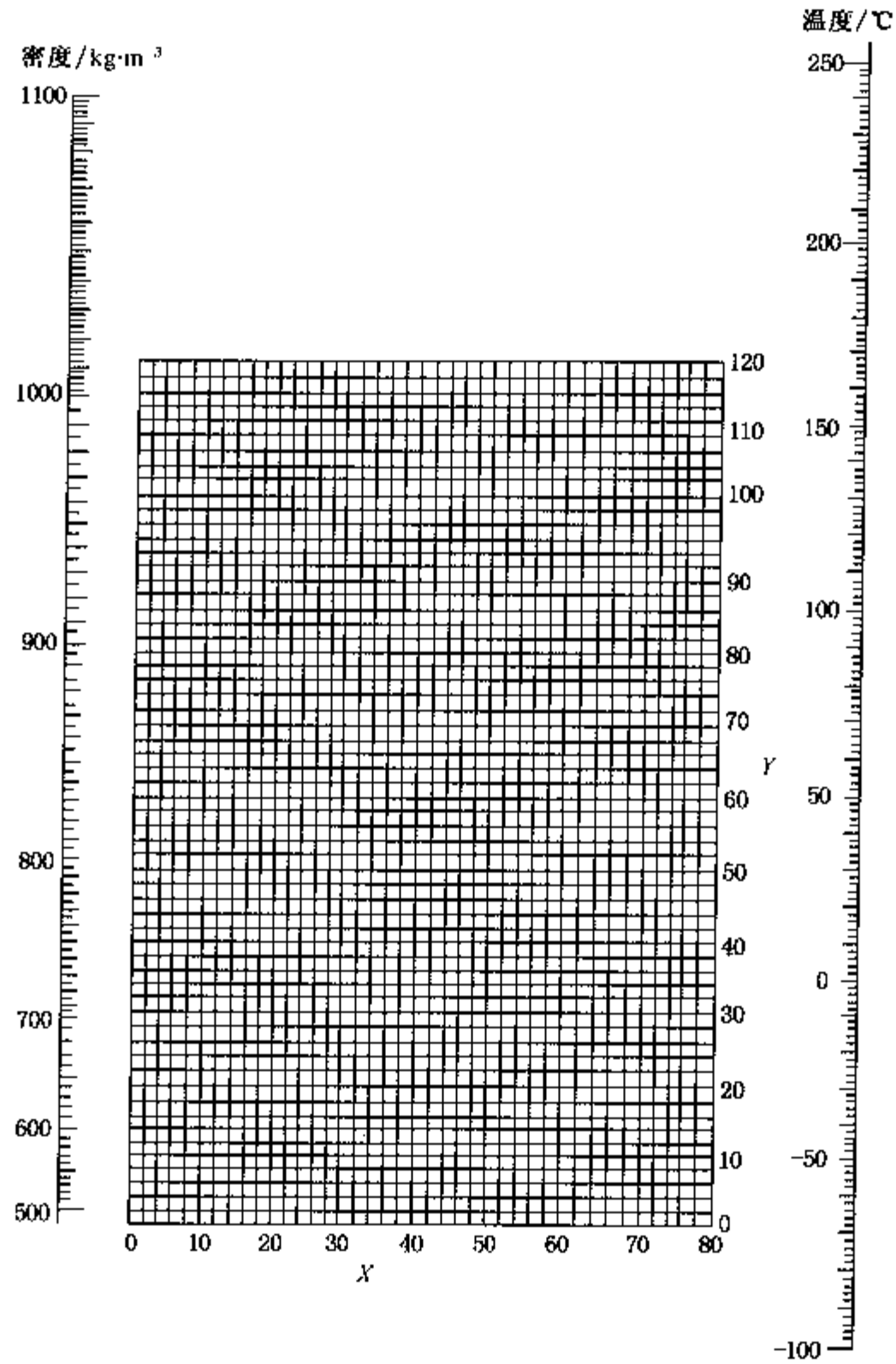
液 体 名 称	X	Y	液 体 名 称	X	Y
环氧乙烷	42	83	丙 酮	28	91
乙 苯	22	118	异丙醇	12	111.5
乙 胺	11.2	83	丙 醇	8.2	105.2
乙硫醇	35	81	丙 酸	17	112
乙 醇	10	97	丙酸乙酯	22.6	97
乙 醚	27.5	64	丙酸甲酯	29	95
乙 醛	33	78	二乙(基)酮	20	101
乙醛肟	23.5	127	异戊醇	6	106.8
乙酰胺	17	192.5	四氯化碳	26	104.5
乙酰乙酸乙酯	21	132	辛 烷	17.7	90
二乙醇缩乙醛	19	88	亚硝酸氯	38.5	93
间二甲苯	20.5	118	苯	30	110
对二甲苯	19	117	苯乙酮	18	163
二甲胺	16	66	苯乙醛	20	134.2
二甲醚	44	37	苯二乙胺	17	142.6
1, 2 - 二氯乙烯	32	122	苯二甲胺	20	149
二硫化碳	35.8	117.2	苯甲醚	24.4	138.9
丁 酮	23.6	97	苯甲酸乙酯	14.8	151
丁 醇	9.6	107.5	苯 胺	22.9	171.8
异丁醇	5	103	苯(基)甲胺	25	156
丁 酸	14.5	115	苯 酚	20	168
异丁酸	14.8	107.4	苯并吡啶	19.5	183
丁酸乙酯	17.5	102	氮	56.2	63.5
异丁酸乙酯	20.9	93.7	氧化亚氮	62.5	0.5
丁酸甲酯	25	88	草酸乙二酯	20.5	130.8
异丁酸甲酯	24	93.8	氯	40.5	95.2
三乙胺	20.1	83.9	氯 仿	32	101.3
三甲胺	21	57.6	对氯甲苯	18.7	134
1, 3, 5 - 三甲苯	17	119.8	氯甲烷	45.8	53.2
三苯甲烷	12.5	182.7	氯 苯	23.5	132.5
三氯乙醛	30	113	对氯溴苯	14	162
三聚乙醛	22.3	103.8	吡 啶	34	138.2
己 烷	22.7	72.2	丙 腈	23	108.6
六氢吡啶	24.7	120	丁 腈	20.3	113
甲 苯	24	113	乙 腈	33.5	111
甲 胺	42	58	苯 腈	19.5	159
间甲酚	13	161.2	氰化氢	30.6	66
对甲酚	11.5	160.5	硫酸二乙酯	19.5	139.5
邻甲酚	20	161	硫酸二甲酯	23.5	158
甲 醇	17	93	硝基乙烷	25.4	126.1
甲酸甲酯	38.5	88	硝基甲烷	30	139
甲酸乙酯	30.5	88.8	萘	22.5	165
甲酸丙酯	24	97	溴乙烷	31.6	90.2
丙 胺	25.5	87.2	溴 苯	23.5	145.5
对异丙基甲苯	12.8	121.2	碘乙烷	28	113.2

续表

液体名称	X	Y	液体名称	X	Y
茴香脑	13	158.1	乙酸异戊酯	16.4	130.1
乙 酸	17.1	116.5	乙酸酐	25	129
乙酸甲酯	34	90	噻 吩	35	121
乙酸乙酯	27.5	92.4	环己烷	42	86.7
乙酸丙酯	23	97	磷酰氯	26	125.2
乙酸异丁酯	16	97.2			

20. 有机液体的密度

有机液体的相对密度由附录图 7 查得。



附录图 7 有机液体相对密度共线图



有机液体相对密度在附录图 7 中的坐标值列于下表中。

有 机 液 体	X	Y	有 机 液 体	X	Y
乙 炔	20.8	10.1	甲酸乙酯	37.6	68.4
乙 烷	10.8	4.4	甲酸丙酯	33.8	66.7
乙 烯	17.0	3.5	丙 烷	14.2	12.2
乙 醇	24.2	48.6	丙 酮	26.1	47.8
乙 醚	22.6	35.8	丙 醇	23.8	50.8
乙丙醚	20.0	37.0	丙 酸	35.0	83.5
乙硫醇	32.0	55.5	丙酸甲酯	36.5	68.3
乙硫醚	25.7	55.3	丙酸乙酯	32.1	63.9
乙二胺	17.8	33.5	戊 烷	12.6	22.6
二氧化碳	78.6	45.4	异戊烷	13.5	22.5
异丁烷	13.7	16.5	辛 烷	12.7	32.5
丁 酸	31.3	78.7	庚 烷	12.6	29.8
丁酸甲酯	31.5	65.5	苯	32.7	63.0
异丁酸	31.5	75.9	苯 酚	35.7	103.8
丁酸(异)甲酯	33.0	64.1	苯 胺	33.5	92.5
十一烷	14.4	39.2	氯 苯	41.9	86.7
十二烷	14.3	41.4	癸 烷	16.0	38.2
十三烷	15.3	42.4	氨	22.4	24.6
十四烷	15.8	43.3	氯乙烷	42.7	62.4
三乙胺	17.9	37.0	氯甲烷	52.3	62.9
三氯化磷	38.0	22.1	氯 苯	41.7	105.0
己 烷	13.5	27.0	丁 腈	20.1	44.6
壬 烷	16.2	36.5	乙 腈	21.8	44.9
六氢吡啶	27.5	60.0	环己烷	19.6	44.0
甲乙醚	25.0	34.4	乙 酸	40.6	93.5
甲 醇	25.8	49.1	乙酸甲酯	40.1	70.3
甲硫醇	37.3	59.6	乙酸乙酯	35.0	65.0
甲硫醚	31.9	57.4	乙酸丙酯	33.0	65.5
甲 醚	21.2	30.1	甲 苯	27.0	61.0
甲酸甲酯	46.4	74.6	异戊醇	20.5	52.0

21. 无机物水溶液在大气压下的沸点

温度/℃	溶 液 浓 度/% (重)																			300	340
	101	102	103	104	105	107	110	115	120	125	140	160	180	200	220	240	260	280			
溶 液																					
CaCl <sub>2</sub>	5.66	10.31	14.16	17.36	20.00	24.24	29.33	35.68	40.83	54.80	57.89	68.94	75.85	64.91	68.73	72.64	75.76	78.95	81.63	86.18	
KOH	4.49	8.51	11.96	14.82	17.01	20.88	25.65	31.97	36.51	40.23	48.05	54.89	60.41								
KCl	8.42	14.31	18.96	23.02	26.57	32.62	36.47	(近于108.5℃) *													
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	10.31	18.37	24.20	28.57	32.24	37.69	43.97	50.86	56.04	60.40	66.94	(近于133.5℃)									
KNO <sub>3</sub>	13.19	23.66	32.23	39.20	45.10	54.65	65.34	79.53													
MgCl <sub>2</sub>	4.67	8.42	11.66	14.31	16.59	20.23	24.41	29.48	33.07	36.02	38.61										
MgSO <sub>4</sub>	14.31	22.78	28.31	32.23	35.32	42.86	(近于108℃)														
NaOH	4.12	7.40	10.15	12.51	14.53	18.32	23.08	26.21	33.77	37.58	48.32	60.13	69.97	77.53	84.03	88.89	93.02	95.92	98.47	(近于314℃)	
NaCl	6.19	11.03	14.67	17.69	20.32	25.09	28.92	(近于108℃)													
NaNO <sub>3</sub>	8.26	15.61	21.87	27.53	32.45	40.47	49.87	60.94	68.94												
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	15.26	24.81	30.73	31.83	(近于103.2℃)																
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	9.42	17.22	23.72	29.18	33.66																
CuSO <sub>4</sub>	26.95	39.98	40.83	44.47	45.12	(近于104.2℃)															
ZnSO <sub>4</sub>	20.00	31.22	37.89	42.92	46.15																
NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	9.09	16.66	23.08	29.08	34.21	42.52	51.92	63.24	71.26	77.11	87.09	93.20	69.00	97.61	98.84	100					
NH <sub>4</sub> Cl	6.10	11.35	15.96	19.80	22.89	28.37	35.98	46.94													
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13.34	23.41	30.65	36.71	41.79	49.73	49.77	53.55	(近于108.2℃)												

\* 括号内的指饱和溶液的沸点。

22. 壁面污垢热阻(污垢系数/ $\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \cdot \text{W}^{-1}$ )

(1) 冷却水的污垢热阻

加热液体的温度/ $^\circ\text{C}$	115 以下		115 ~ 205	
水的温度/ $^\circ\text{C}$	25 以下		25 以上	
水的流速/ $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	1 以下	1 以上	1 以下	1 以上
海 水	$0.8598 \times 10^{-4}$	$0.8598 \times 10^{-4}$	$1.7197 \times 10^{-4}$	$1.7197 \times 10^{-4}$
自来水、井水、湖水、软化 锅炉水	$1.7197 \times 10^{-4}$	$1.7197 \times 10^{-4}$	$3.4394 \times 10^{-4}$	$3.4394 \times 10^{-4}$
蒸馏水	$0.8598 \times 10^{-4}$	$0.8598 \times 10^{-4}$	$0.8598 \times 10^{-4}$	$0.8598 \times 10^{-4}$
硬 水	$5.1590 \times 10^{-4}$	$5.1590 \times 10^{-4}$	$8.598 \times 10^{-4}$	$8.598 \times 10^{-4}$
河 水	$5.1590 \times 10^{-4}$	$3.4394 \times 10^{-4}$	$6.8788 \times 10^{-4}$	$5.1590 \times 10^{-4}$

(2) 工业用气体的污垢热阻

气 体	污 垢 热 阻	气 体	污 垢 热 阻
有机化合物	$0.8598 \times 10^{-4}$	溶剂蒸气	$1.7197 \times 10^{-4}$
水蒸气	$0.8598 \times 10^{-4}$	天然气	$1.7197 \times 10^{-4}$
空 气	$3.4394 \times 10^{-4}$	焦炉气	$1.7197 \times 10^{-4}$

(3) 工业用液体的污垢热阻

液 体	污 垢 热 阻	液 体	污 垢 热 阻
有机化合物	$1.7197 \times 10^{-4}$	熔 盐	$0.8598 \times 10^{-4}$
盐 水	$1.7197 \times 10^{-4}$	植物油	$5.5190 \times 10^{-4}$

(4) 石油分馏物的污垢热阻

馏 出 物	污 垢 热 阻	馏 出 物	污 垢 热 阻
原 油	$3.4394 \times 10^{-4} \sim 12.098 \times 10^{-4}$	柴 油	$3.4394 \times 10^{-4} \sim 5.1590 \times 10^{-4}$
汽 油	$1.7197 \times 10^{-4}$	重 油	$8.598 \times 10^{-4}$
石脑油	$1.7197 \times 10^{-4}$	沥 青	$17.197 \times 10^{-4}$
煤 油	$1.7197 \times 10^{-4}$		

## 23. 无缝钢管规格简表

### (1) 冷拔无缝钢管(摘自 GB/T 17395—1998)

外径/mm	壁厚/mm		外径/mm	壁厚/mm		外径/mm	壁厚/mm	
	从	到		从	到		从	到
6	0.25	2.0	20	0.25	6.0	40	0.40	9.0
7	0.25	2.5	22	0.40	6.0	42	1.0	9.0
8	0.25	2.5	25	0.40	7.0	44.5	1.0	9.0
9	0.25	2.8	27	0.40	7.0	45	1.0	10.0
10	0.25	3.5	28	0.40	7.0	48	1.0	10.0
11	0.25	3.5	29	0.40	7.5	50	1.0	12
12	0.25	4.0	30	0.40	8.0	51	1.0	12
14	0.25	4.0	32	0.40	8.0	53	1.0	12
16	0.25	5.0	34	0.40	8.0	54	1.0	12
18	0.25	5.0	36	0.40	8.0	56	1.0	12
19	0.25	6.0	38	0.40	9.0			

壁厚有 0.25, 0.30, 0.40, 0.50, 0.60, 0.80, 1.0, 1.2, 1.4, 1.5, 1.6, 1.8, 2.0, 2.2, 2.5, 2.8, 3.0, 3.2, 3.5, 4.0, 4.5, 5.0, 5.5, 6.0, 6.5, 7.0, 7.5, 8.0, 8.5, 9, 9.5, 10, 11, 12mm。

### (2) 热轧无缝钢管(摘自 GB/T 17395—1998)

外径/mm	壁厚/mm		外径/mm	壁厚/mm		外径/mm	壁厚/mm	
	从	到		从	到		从	到
32	2.5	8.0	63.5	3.0	14	102	3.5	22
38	2.5	8.0	68	3.0	16	108	4.0	28
42	2.5	10	70	3.0	16	114	4.0	28
45	2.5	10	73	3.0	19	121	4.0	28
50	2.5	10	76	3.0	19	127	4.0	30
54	3.0	11	83	3.5	19	133	4.0	32
57	3.0	13	89	3.5	22	140	4.5	36
60	3.0	14	95	3.5	22	146	4.5	36

壁厚有 2.5, 3.0, 3.5, 4.0, 4.5, 5.0, 5.5, 6.0, 6.5, 7.0, 7.5, 8.0, 8.5, 9, 9.5, 10, 11, 12, 13, 14, 15, 16, 17, 18, 19, 20, 22, 25, 28, 30, 32, 36mm。

## 24. 离心泵性能表

(1) IS 型单级单吸离心泵性能表(摘录)

型 号	转速( $n$ )/ $r \cdot \min^{-1}$	流 量		扬程( $H$ )/ $m$	效率( $\eta$ )/ $\%$	功率/ $kW$		必需汽 蚀余量 ( $NPSH_r$ )/ $m$	质量(泵/ 底座)/ $kg$
		$m^3/h$	$L/s$			轴功率	电机 功率		
IS50—32—125	2900	7.5	2.08	22	47	0.96	2.2	2.0	32/46
		12.5	3.47	20	60	1.13		2.0	
		15	4.17	18.5	60	1.26		2.5	
	1450	3.75	1.04	5.4	43	0.13	0.55	2.0	32/38
		6.3	1.74	5	54	0.16		2.0	
		7.5	2.08	4.6	55	0.17		2.5	
IS50—32—160	2900	7.5	2.08	34.3	44	1.59	3	2.0	50/46
		12.5	3.47	32	54	2.02		2.0	
		15	4.17	29.6	56	2.16		2.5	
	1450	3.75	1.04	8.5	35	0.25	0.55	2.0	50/38
		6.3	1.74	8	48	0.29		2.0	
		7.5	2.08	7.5	49	0.31		2.5	
IS50—32—200	2900	7.5	2.08	52.5	38	2.82	5.5	2.0	52/66
		12.5	3.47	50	48	3.54		2.0	
		15	4.17	48	51	3.95		2.5	
	1450	3.75	1.04	13.1	33	0.41	0.75	2.0	52/38
		6.3	1.74	12.5	42	0.51		2.0	
		7.5	2.08	12	44	0.56		2.5	
IS50—32—250	2900	7.5	2.08	82	23.5	5.87	11	2.0	88/110
		12.5	3.47	80	38	7.16		2.0	
		15	4.17	78.5	41	7.83		2.5	
	1450	3.75	1.04	20.5	23	0.91	1.5	2.0	88/64
		6.3	1.74	20	32	1.07		2.0	
		7.5	2.08	19.5	35	1.14		3.0	
IS65—50—125	2900	15	4.17	21.8	58	1.54	3	2.0	50/41
		25	6.94	20	69	1.97		2.5	
		30	8.33	18.5	68	2.22		3.0	
	1450	7.5	2.08	5.35	53	0.21	0.55	2.0	50/38
		12.5	3.47	5	64	0.27		2.0	
		15	4.17	4.7	65	0.30		2.5	
IS65—50—160	2900	15	4.17	35	54	2.65	5.5	2.0	51/66
		25	6.94	32	65	3.35		2.0	
		30	8.33	30	66	3.71		2.5	
	1450	7.5	2.08	8.8	50	0.36	0.75	2.0	51/38
		12.5	3.47	8.0	60	0.45		2.0	
		15	4.17	7.2	60	0.49		2.5	

续表

型 号	转速( $n$ )/ $r \cdot \min^{-1}$	流 量		扬程( $H$ )/ $m$	效率( $\eta$ )/ $\%$	功率/ $kW$		必需汽 蚀余量 ( $NPSH_r$ )/ $m$	质量(泵/ 底座)/ $kg$
		$m^3/h$	$L/s$			轴功率	电机 功率		
IS65—40—200	2900	15	4.17	53	49	4.42	7.5	2.0	62/66
		25	6.94	50	60	5.67		2.0	
		30	8.33	47	61	6.29		2.5	
	1450	7.5	2.08	13.2	43	0.63	1.1	2.0	62/46
		12.5	3.47	12.5	55	0.77		2.0	
		15	4.17	11.8	57	0.85		2.5	
IS65—40—250	2900	15	4.17	82	37	9.05	15	2.0	82/110
		25	6.94	80	50	10.89		2.0	
		30	8.33	78	53	12.02		2.5	
	1450	7.5	2.08	21	35	1.23	2.2	2.0	82/67
		12.5	3.47	20	46	1.48		2.0	
		15	4.17	19.4	48	1.65		2.5	
IS65—40—315	2900	15	4.17	127	28	18.5	30	2.5	152/110
		25	6.94	125	40	21.3		2.5	
		30	8.33	123	44	22.8		3.0	
	1450	7.5	2.08	32.2	25	6.63	4	2.5	152/67
		12.5	3.47	32.0	37	2.94		2.5	
		15	4.17	31.7	41	3.16		3.0	
IS80—65—125	2900	30	8.33	22.5	64	2.87	5.5	3.0	44/46
		50	13.9	20	75	3.63		3.0	
		60	16.7	18	74	3.98		3.5	
	1450	15	4.17	5.6	55	0.42	0.75	2.5	44/38
		25	6.94	5	71	0.48		2.5	
		30	8.33	4.5	72	0.51		3.0	
IS80—65—160	2900	30	8.33	36	61	4.82	7.5	2.5	48/66
		50	13.9	32	73	5.97		2.5	
		60	16.7	29	72	6.59		3.0	
	1450	15	4.17	9	55	0.67	1.5	2.5	48/46
		25	6.94	8	69	0.79		2.5	
		30	8.33	7.2	68	0.86		3.0	
IS80—50—200	2900	30	8.33	53	55	7.87	15	2.5	64/124
		50	13.9	50	69	9.87		2.5	
		60	16.7	47	71	10.8		3.0	
	1450	15	4.17	13.2	51	1.06	2.2	2.5	64/46
		25	6.94	12.5	65	1.31		2.5	
		30	8.33	11.8	67	1.44		3.0	

续表

型 号	转速( <i>n</i> )/ r · min <sup>-1</sup>	流 量		扬程( <i>H</i> )/ m	效率( <i>η</i> )/ %	功率/kW		必需汽 蚀余量 ( <i>NPSH</i> ) <sub>r</sub> / m	质量(泵/ 底座)/kg
		m <sup>3</sup> /h	L/s			轴功率	电机 功率		
IS80—50—250	2900	30	8.33	84	52	13.2	22	2.5	90/100
		50	13.9	80	63	17.3		2.5	
		60	16.7	75	64	19.2		3.0	
	1450	15	4.17	21	49	1.75	3	2.5	90/64
		25	6.94	20	60	2.27		2.5	
		30	8.33	18.8	61	2.52		3.0	
IS80—50—315	2900	30	8.33	128	41	25.5	37	2.5	125/160
		50	13.9	125	54	31.5		2.5	
		60	16.7	123	57	35.3		3.0	
	1450	15	4.17	32.5	39	3.4	5.5	2.5	125/66
		25	6.94	32	52	4.19		2.5	
		30	8.33	31.5	56	4.6		3.0	
IS100—80—125	2900	60	16.7	24	67	5.86	11	4.0	49/64
		100	27.8	20	78	7.00		4.5	
		120	33.3	16.5	74	7.28		5.0	
	1450	30	8.33	6	64	0.77	1	2.5	49/46
		50	13.9	5	75	0.91		2.5	
		60	16.7	4	71	0.92		3.0	
IS100—80—160	2900	60	16.7	36	70	8.42	15	3.5	69/110
		100	27.8	32	78	11.2		4.0	
		120	33.3	28	75	12.2		5.0	
	1450	30	8.33	9.2	67	1.12	2.2	2.0	69/64
		50	13.9	8.0	75	1.45		2.5	
		60	16.7	6.8	71	1.57		3.5	
IS100—65—200	2900	60	16.7	54	65	13.6	22	3.0	81/110
		100	27.8	50	76	17.9		3.6	
		120	33.3	47	77	19.9		4.8	
	1450	30	8.33	13.5	60	1.84	4	2.0	81/64
		50	13.9	12.5	73	2.33		2.0	
		60	16.7	11.8	74	2.61		2.5	
IS100—65—250	2900	60	16.7	87	61	23.4	37	3.5	90/160
		100	27.8	80	72	30.0		3.8	
		120	33.3	74.5	73	33.3		4.8	
	1450	30	8.33	21.3	55	3.16	5.5	2.0	90/66
		50	13.9	20	68	4.00		2.0	
		60	16.7	19	70	4.44		2.5	
IS100—65—315	2900	60	16.7	133	55	39.6	75	3.0	180/295
		100	27.8	125	66	51.6		3.6	
		120	33.3	118	67	57.5		4.2	
	1450	30	8.33	34	51	5.44	11	2.0	180/112
		50	13.9	32	63	6.92		2.0	
		60	16.7	30	64	7.67		2.5	



(2) AY 型离心油泵性能表(摘录)

泵型号	流量/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	扬程/ m	转速/ (r/min)	效率/ %	必需汽蚀余量/ m	轴功率/ kW	配带电动机		泵质量/ kg
							型号	功率/kW	
40AY40×2	6.25	80	2950	31	2.7	4.4	YB132S2-2	7.5	163
40AY40×2A	5.85	70	2950	31	2.7	3.6	YB132S1-2	5.5	
40AY40×2B	5.4	60	2950	31	2.5	2.85	YB112M-2	4	
40AY40×2C	4.9	50	2950	31	2.5	2.17	YB100L-2	3	
50AY60	12.5	70	2950	42	2.9	5.67	YB132S2-2	7.5	130
50AY60A	11.2	53	2950	39	2.9	4.1	YB132S1-2	5.5	
50AY60B	9.9	39	2950	37	2.8	2.8	YB112M-2	4	
50AY60×2	12.5	120	2950	37	2	11	YB160M2-2	15	210
50AY60×2A	12	105	2950	36	2	9.5	YB160M2-2	15	
50AY60×2B	11	90	2950	35	1.9	7.7	YB160M1-2	11	
50AY60×2C	10	76	2950	35	1.7	6	YB160M1-2	11	
65AY60	25	60	2950	56	3.1	7.3	YB160M1-2	11	170
65AY60A	22.5	49	2950	54	2.8	5.6	YB132S2-2	7.5	
65AY60B	20	37.5	2950	52	2.5	3.9	YB132S1-2	5.5	
65AY100	25	110	2950	47	3	15.9	YB180M-2	22	190
65AY100A	23	92	2950	46	2.9	12.5	YB160L-2	18.5	
65AY100B	21	73	2950	44	2.9	9.5	YB160M2-2	15	
65AY100×2	25	205	2950	48	2.8	29.1	YB225M-2	45	310
65AY100×2A	23	178	2950	47	2.7	23.7	YB200L2-2	37	
65AY100×2B	22	154	2950	46	2.7	20.1	YB200L1-2	30	
65AY100×2C	20	130	2950	45	2.6	15.7	YB180M-2	22	
80AY60	50	60	2950	62	3.2	13.2	YB160L-2	18.5	200
80AY60A	45	49	2950	61	3	9.9	YB160M2-2	15	
80AY60B	40	38	2950	60	3	6.9	YB160M1-2	11	
80AY100	50	104	2950	59	3.1	24	YB200L2-2	37	220
80AY100A	45	85	2950	56	3	18.6	YB200L1-2	30	
80AY100B	40	76	2950	54	2.9	15.3	YB180M-2	22	
80AY100×2	50	200	2950	57	3.6	47.8	YB280S-2	75	380
80AY100×2A	47	175	2950	55	3.5	40.7	YB250M-2	55	
80AY100×2B	43	153	2950	53	3.3	33.8	YB225M-2	45	
80AY100×2C	40	125	2950	51	3.3	26.7	YB200L2-2	37	
100AY60	100	63	2950	72	4	23.8	YB200L2-2	37	220
100AY60A	90	49	2950	71	3.8	16.9	YB200L1-2	30	
100AY60B	79	38	2950	67	3.5	12.2	YB160L-2	18.5	

续表

泵型号	流量/ m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup>	扬程/ m	转速/ (r/min)	效率/ %	必需汽蚀余量/ m	轴功率/ kW	配带电动机		泵质量/ kg
							型号	功率/kW	
100AY120	100	123	2950	66	4.3	50.6	YB280S-2	75	320
100AY120A	93	108	2950	62	4	44.1	YB280S-2	75	
100AY120B	85	94	2950	62	3.8	35.5	YB250M-2	55	
100AY120C	79	75	2950	59	3.6	27.5	YB200L2-2	37	
80AY120×2	100	240	2950	61	4.5	107.2	YB315M2-2	160	500
80AY120×2A	93	205	2950	60	4.3	86.6	YB315M1-2	132	
80YA120×2B	86	178	2950	59	4.2	70.7	YB315S-2	110	500
80AY120×2C	79	150	2950	58	4.1	55.7	YB280S-2	75	
150AY75	180	80	2950	75	3.9	52.3	YB280S-2	75	290
150AY75A	160	66	2950	74	3.8	38.9	YB250M-2	55	
150AY75B	145	46	2950	73	3.6	24.9	YB200L2-2	37	
150AY150	180	157	2950	69	3.6	111.6	YB315M2-2	160	600
150AY150A	168	137	2950	68	3.3	92.2	YB315M1-2	132	
150AY150B	155	116	2950	67	3.2	73.1	YB315S-2	110	
150AY150C	140	94	2950	65	3.1	55.5	YB280S-2	75	
150AY150×2	180	300	2950	67	3.6	219.5	YB355L-2	315	1500
150AY150×2A	167	258	2950	65	3.2	180.5	YB355S4-2	250	
150AY150×2B	155	222	2950	62	3	151.1	YB355S3-2	220	
150AY150×2C	140	181	2950	60	2.9	115	YB315M2-2	160	
200AY75	300	75	2950	79	5.5	77.6	YB315S-2	110	275
200AY75A	260	60	2950	78	5.5	54.5	YB280S-2	75	
200AY75B	225	45	2950	77	5.5	35.8	YB250M-2	55	
200AY150	300	150	2950	76	4.7	161	YB355S3-2	220	620
200AY150A	270	137	2950	75	4.2	132	YB355S1-2	185	
200AY150B	243	127	2950	73	3.8	115.1	YB315M2-2	160	
200AY150C	219	112	2950	72	3.5	92.8	YB315M1-2	132	
200AY150×2	300	300	2950	74	5.5	331.2	YB450M1-2	450	1400
200AY150×2A	287	270	2950	73	5.4	289	YB450S3-2	400	
200AY150×2B	270	239	2950	72	5.2	244	YB450S2-2	355	
200AY150×2C	247	195	2950	70	5.0	187.4	YB355S4-2	250	

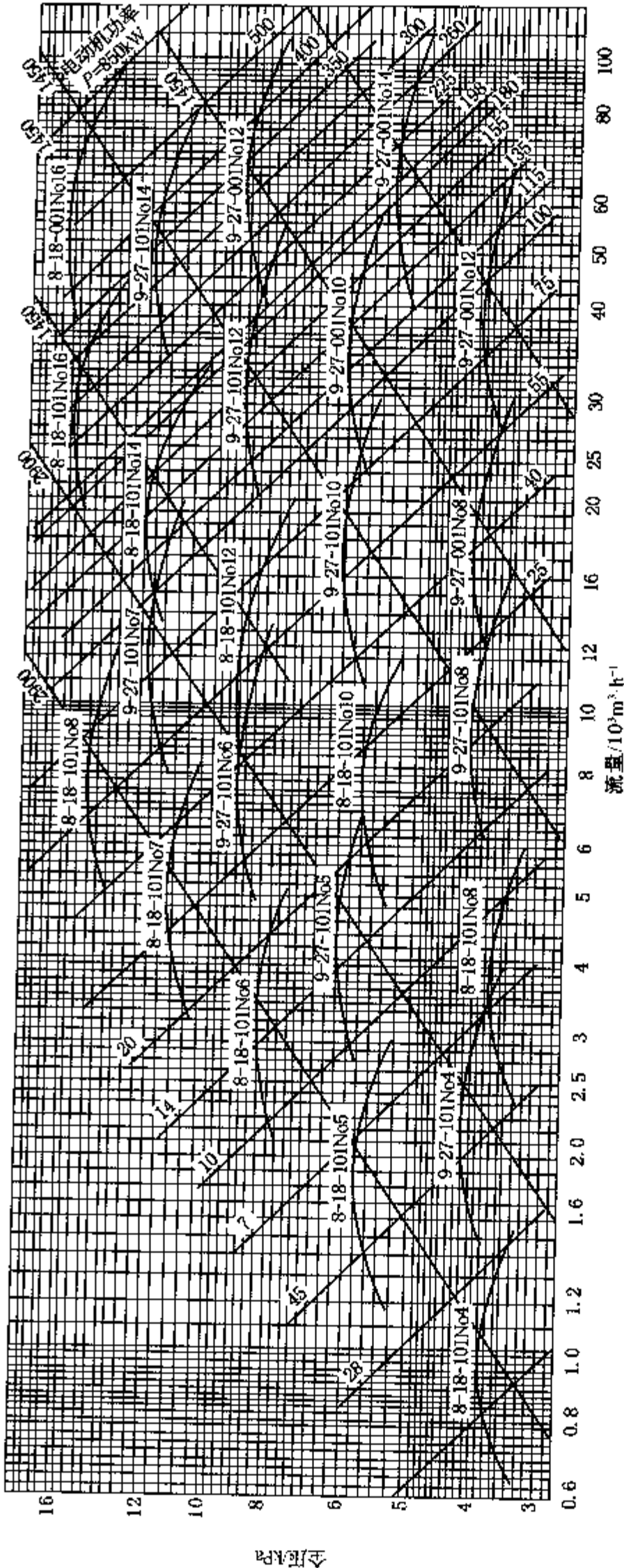
续表

泵型号	流量/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	扬程/ m	转速/ ( $\text{r}/\text{min}$ )	效率/ %	必需汽蚀余量/ m	轴功率/ kW	配带电动机		泵质量/ kg
							型号	功率/kW	
250AYS80	500	80	2950	82	6.5	132.8	YB355S1-2	185	450
250AYS80A	440	62	2950	81	6.5	91.7	YB315M1-2	132	
250AYS80B	370	44	2950	70	6.5	55.4	YB280M-2	90	
250AYS150	500	153	2950	79	4.8	264	YB450S1-2	315	1500
250AYS150A	472	136	2950	78	4.6	224	YB355M-2	280	
250AYS150B	444	119	2950	77	4.2	187	YB355S4-2	250	
250AYS150C	400	96	2950	76	4	138	YB355S1-2	185	
250AYS150×2	500	303	2950	79	4.8	522	JB0710M2-2	630	2500
250AYS150×2A	472	272	2950	79	4.5	443	JB0710S2-2	560	
250AYS150×2B	444	230	2950	78	4.3	357	YB450S3-2	400	
250AYS150×2C	400	190	2950	77	4	269	YB450S1-2	315	

(3) AF 型耐腐蚀离心泵性能表(摘录)

型 号	转速( $n$ )/ $\text{r} \cdot \text{min}^{-1}$	流量( $Q$ )/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	扬程( $H$ )/ m	效率( $\eta$ )/ %	功率/kW		必需汽蚀余量 ( $NPSH$ )/m
					轴功率 ( $P_a$ )	电动机 功率	
AF50-32-125	2900	12.5	20	54	1.26	2.2	2.5
-32-160	2900	12.5	32	49	2.22	3.0	2.5
-32-200	2900	12.5	50	42	4.05	5.5	2.5
-32-250	2900	12.5	80	35	7.78	11	2.5
AF65-50-125	2900	25	20	64	2.1	3	3.0
-50-160	2900	25	32	60	3.6	5.5	2.5
-40-200	2900	25	50	55	6.2	11	2.5
-40-250	2900	25	88	48	11.3	15	2.5
-40-315	2900	25	125	40	21.3	30	3.0
AF80-65-125	2900	50	20	71	3.8	5.5	3.5
-65-160	2900	50	32	69	6.3	11	3.0
-50-200	2900	50	50	65	10.5	15	3.0
-50-250	2900	50	80	60	18.2	22	3.0
-50-315	2900	50	125	51	33.4	45	3.0
AF100-80-125	2900	100	20	74	7.4	11	5.0
-80-160	2900	100	32	75	11.6	15	4.5
-65-200	2900	100	50	73	18.7	22	4.0
-65-250	2900	100	80	69	31.6	37	4.3
-65-315	2900	100	125	63	54.1	75	4.0
AF125-100-200	2900	200	50	79	34.5	45	5.0
-100-250	2900	200	80	77	56.6	75	4.7
-100-315	2900	200	125	73	93.3	110	5.0
-100-400	1450	100	50	63	21.6	30	3.0
AF150-125-250	1450	200	20	79	13.8	18.5	3.5
-125-315	1450	200	32	77	22.7	30	3.0
-125-400	1450	200	50	73	37.3	55	3.5
AF200-150-250	1450	400	20	81	26.9	37	5.0
-150-315	1450	400	32	81	43.0	55	4.0
-150-400	1450	400	50	80	68.1	90	4.3

25. 离心通风机综合特性曲线图



26. 换热器

(1) 管壳式热交换器系列标准(摘自 JB/T 4714—92, JB/T 4715—92)

① 固定管板式, 换热管为  $\phi 19\text{mm}$  的换热器基本参数(管心距 25mm)

公称直径 (DN)/mm	公称压力 (PN)/ MPa	管程数 (N)	管子根数 (n)	中心排 管数	管程流通 面积/ $\text{m}^2$	计算换热面积/ $\text{m}^2$					
						换热管长度(L)/mm					
						1500	2000	3000	4500	6000	9000
400	0.60	1	174	14	0.0307	14.5	19.7	30.1	45.7	61.3	—
		2	164	15	0.0145	13.7	18.6	28.4	43.1	57.8	—
		4	146	14	0.0065	12.2	16.6	25.3	38.3	51.4	—
450	1.00	1	237	17	0.0419	19.8	26.9	41.0	62.2	83.5	—
		2	220	16	0.0194	18.4	25.0	38.1	57.8	77.5	—
		4	200	16	0.0088	16.7	22.7	34.6	52.5	70.4	—
500	1.60	1	275	19	0.0486	—	31.2	47.6	72.2	96.8	—
		2	256	18	0.0226	—	29.0	44.3	67.2	90.2	—
		4	222	18	0.0098	—	25.2	38.4	58.3	78.2	—
600	2.50	1	430	22	0.0760	—	48.8	74.4	112.9	151.4	—
		2	416	23	0.0368	—	47.2	72.0	109.3	146.5	—
		4	370	22	0.0163	—	42.0	64.0	97.2	130.3	—
		6	360	20	0.0106	—	40.8	62.3	94.5	126.8	—
700	4.00	1	607	27	0.1073	—	—	105.1	159.4	213.8	—
		2	574	27	0.0507	—	—	99.4	150.8	202.1	—
		4	542	27	0.0239	—	—	93.8	142.3	190.9	—
		6	518	24	0.0153	—	—	89.7	136.0	182.4	—
800	0.60	1	797	31	0.1408	—	—	138.0	209.3	280.7	—
		2	776	31	0.0686	—	—	134.3	203.8	273.3	—
		4	722	31	0.0319	—	—	125.0	189.8	254.3	—
		6	710	30	0.0209	—	—	122.9	186.5	250.0	—
900	1.00	1	1009	35	0.1783	—	—	174.7	265.0	355.3	536.0
	1.60	2	988	35	0.0873	—	—	171.0	259.5	347.9	524.9
	2.50	4	938	35	0.0414	—	—	162.4	246.4	330.3	498.3
	4.00	6	914	34	0.0269	—	—	158.2	240.0	321.9	485.6
1000	0.60	1	1267	39	0.2239	—	—	219.3	332.8	446.2	673.1
		2	1234	39	0.1090	—	—	213.6	324.1	434.6	655.6
		4	1186	39	0.0524	—	—	205.3	311.5	417.7	630.1
		6	1148	38	0.0338	—	—	198.7	301.5	404.3	609.9

注: 表中的管程流通面积为各种平均值; 管子为正三角形排列。

② 浮头式（内导流）换热器的主要参数

DN/mm	N	n <sup>①</sup>			中心排管数			管程流通面积/m <sup>2</sup>			A <sup>②</sup> /m <sup>2</sup>											
		d						d × δ <sub>1</sub>			L = 3m			L = 4.5m			L = 6m			L = 9m		
		19	25	19	25	19 × 2	25 × 2	25 × 2.5	19	25	19	25	19	25	19	25	19	25	19	25	19	25
325	2	60	32	7	5	0.0053	0.0055	0.0050	10.5	7.4	15.8	11.1	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	52	28	6	4	0.0023	0.0024	0.0022	9.1	6.4	13.7	9.7	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
426	2	120	74	8	7	0.0106	0.0126	0.0116	20.9	16.9	31.6	25.6	42.3	34.4	—	—	—	—	—	—	—	—
400	4	108	68	9	6	0.0048	0.0059	0.0053	18.8	15.6	28.4	23.6	38.1	31.6	—	—	—	—	—	—	—	—
500	2	206	124	11	8	0.0182	0.0215	0.0194	35.7	28.3	54.1	42.8	72.5	57.4	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	192	116	10	9	0.0085	0.0100	0.0091	33.2	26.4	50.4	40.1	67.6	53.7	—	—	—	—	—	—	—	—
600	2	324	198	14	11	0.0286	0.0343	0.0311	55.8	44.9	84.8	68.2	113.9	91.5	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	308	188	14	10	0.0136	0.0163	0.0148	53.1	42.6	80.7	64.8	108.2	86.9	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	284	158	14	10	0.0083	0.0091	0.0083	48.9	35.8	74.4	54.4	99.8	73.1	—	—	—	—	—	—	—	—
700	2	468	268	16	13	0.0414	0.0464	0.0421	80.4	60.6	122.2	92.1	164.1	123.7	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	448	256	17	12	0.0198	0.0222	0.0201	76.9	57.8	117.0	87.9	157.1	118.1	—	—	—	—	—	—	—	—
800	6	382	224	15	10	0.0112	0.0129	0.0116	65.6	50.6	99.8	76.9	133.9	103.4	—	—	—	—	—	—	—	—
	2	610	366	19	15	0.0539	0.0634	0.0575	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	588	352	18	14	0.0260	0.0305	0.0276	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
800	6	518	316	16	14	0.0152	0.0182	0.0165	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

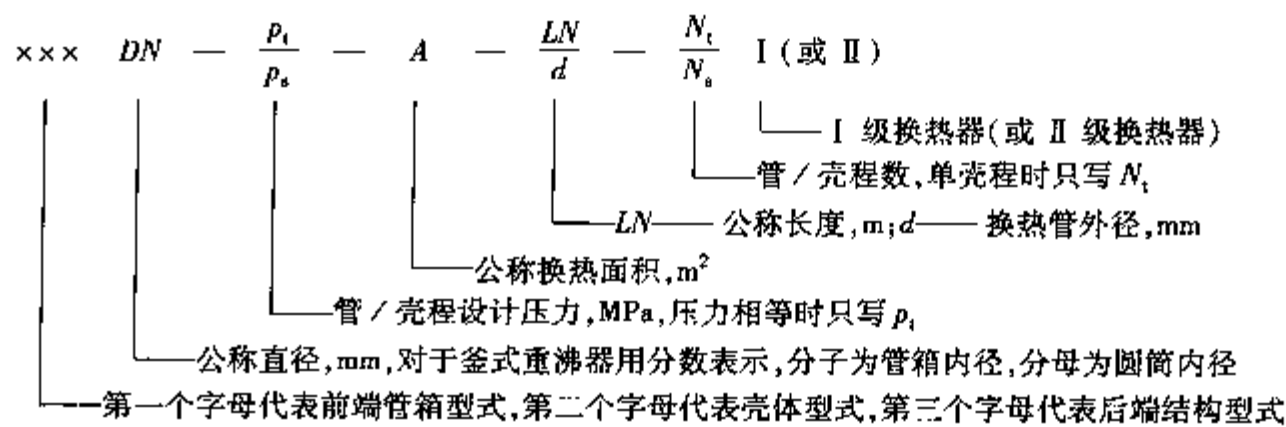
DN/mm	N	n <sup>①</sup>			中心排管数			管程流通面积/m <sup>2</sup>			A <sup>②</sup> /m <sup>2</sup>											
		d			d			d × δ <sub>r</sub>			L = 3m		L = 4.5m		L = 6m		L = 9m		25	19	25	19
		19	25	19	25	19	25	19 × 2	25 × 2	25 × 2.5	19	25	19	25	19	25	19	25				
900	2	800	472	22	17	0.0707	0.0817	0.0741	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	776	456	21	16	0.0343	0.0395	0.0353	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	720	426	21	16	0.0212	0.0246	0.0223	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
1000	2	1006	606	24	19	0.0890	0.105	0.0952	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	980	588	23	18	0.0433	0.0509	0.0462	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	892	564	21	18	0.0262	0.0326	0.0295	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
1100	2	1240	736	27	21	0.1100	0.1270	0.1160	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	1212	716	26	20	0.0536	0.0620	0.0562	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	1120	692	24	20	0.0329	0.0399	0.0362	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
1200	2	1452	880	28	22	0.1290	0.1520	0.1380	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	1424	860	28	22	0.0629	0.0745	0.0675	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	1348	828	27	21	0.0396	0.0478	0.0434	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
1300	4	1700	1024	31	24	0.0751	0.0887	0.0804	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	1616	972	29	24	0.0476	0.0560	0.0509	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

① 排管数按正方形旋转 45°排列计算。

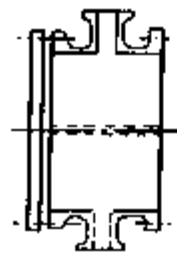
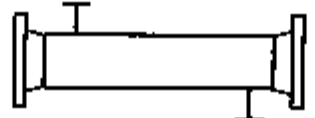

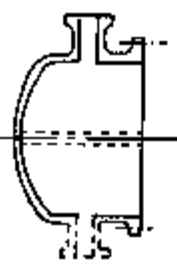


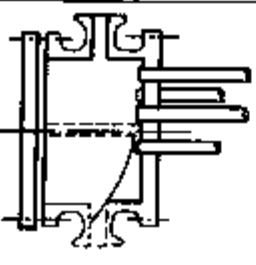
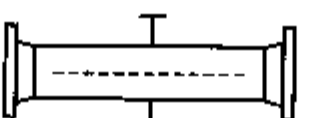

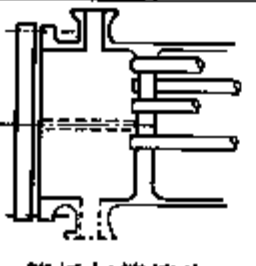
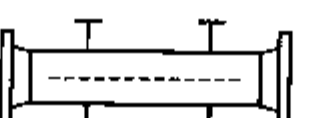
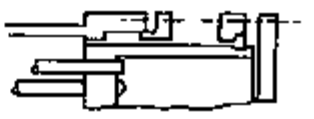
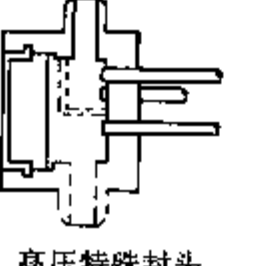
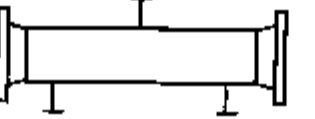

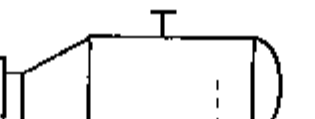


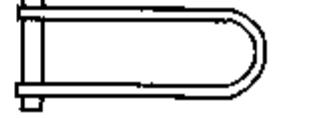

② 计算换热面积按光管及公称压力 2.5MPa 的管板厚度确定。



(2)管壳式换热器型号的表示方法



管壳式换热器前端、壳体和后端结构型式分类

代号	前端固定管箱型式	代号	壳体型式	代号	后端管箱型式
A	 管箱和可拆端盖	E	 单程壳体	L	 与“A”类似的固定管板
B	 封头(整体端盖)	F	 具有纵向隔板的双程壳体	M	 与“B”类似的固定管板
C	 仅用于可拆管束管板与管箱为整体及可拆端盖	G	 分流壳体	N	 与“N”类似的固定管板
N	 管板与管箱为整体及可拆端盖	H	 双分流壳体	P	 外部填料函浮头
D	 高压特殊封头	J	 无隔板分流壳体	S	 有背衬的浮头
		K	 釜式再沸器	T	 可抽式浮头
		X	 错流壳体	U	 U形管束
				W	 外密封浮动管板

27. 国产炉管规格

(1) 常用炉管规格

外径×厚度/ mm	管重/ kg·m <sup>-1</sup>	管内截面积/ cm <sup>2</sup>	外径×厚度/ mm	管重/ kg·m <sup>-1</sup>	管内截面积/ cm <sup>2</sup>
φ60×5	6.78	19.63	φ127×8	23.48	96.72
×6	7.99	18.10	×10	28.85	89.87
×8	10.26	15.20	φ152×6	21.60	153.90
φ89×6	12.28	46.54	×8	28.41	145.20
×8	15.98	41.83	×10	35.02	136.80
×10	19.48	37.38	×16	53.66	113.10
φ102×6	14.21	63.59	×20	68.56	98.50
×8	15.58	58.06	φ180×18	71.91	162.86
×10	22.69	52.78	×22	93.32	145.27
φ114×6	15.98	81.67	φ219×8	41.63	323.50
×8	20.91	75.39	×10	51.54	311.00
×10	25.65	96.36	×12	61.26	298.50
φ127×6	17.90	103.80	×14	70.78	280.40

注：① 国产炉管均为裂化用钢管。  
② φ125mm×6mm，φ152mm×20mm，φ180mm×18mm，φ180mm×22mm 为高压加氢用钢管。

(2) 标准钉头管数据表

管外径/ mm	钉头数/(个/周)	钉头直径/ mm	钉头纵向间距/ mm	钉头重量/(kg/m 管长)	
				h = 25mm	h = 38mm
60	6	9	16	5.18	7.61
89	8	12	16	12.65	18.4
102	10	12	16	15.8	23.1
114	10	12	16	15.8	23.1
127	12	12	16	18.95	27.6
152	14	12	16	22.1	32.2
168	16	12	16	25.3	37.0
219	20	12	16	31.6	46.2

注：外径为 φ168mm 的管子系锅炉用高压无缝钢管。

28. 管式加热炉炉管内膜结垢热阻

编号	管内流体介质	$R_i$		编号	管内流体介质	$R_i$	
		$\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}/\text{kcal}$	$\text{m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$			$\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C}/\text{kcal}$	$\text{m}^2 \cdot \text{K}/\text{W}$
1	工业用有机溶剂	0.0002	0.000172	14	脱水原油, $< 260^\circ\text{C}$ , 流速 $\geq 1.3\text{m/s}$	0.0004	0.000334
2	轻烷烃	0.0004	0.000344	15	脱水原油, $\geq 260^\circ\text{C}$ , 流速 $\geq 1.3\text{m/s}$	0.0008	0.000688
3	天然汽油	0.0002	0.000172	16	拔头原油, 低硫常压蒸馏原料	0.0008	0.000688
4	粗汽油, 轻油, 干净循环油	0.0002	0.000172	17	未脱盐脱水原油 $< 260^\circ\text{C}$	0.001	0.000860
5	从润滑油精制来的溶剂与精炼油	0.0002	0.000172	18	相对密度小于 0.93 的减压装置塔底残油	0.001	0.000860
6	从脱沥青来的溶剂和精炼油	0.0002	0.000172	19	拔头原油含硫 2%, $\geq 260^\circ\text{C}$	0.001	0.000860
7	炼厂气体回收装置贫油	0.0004	0.000344	20	工业用燃料油	0.001	0.000860
8	裂化进料油 $< 260^\circ\text{C}$	0.0004	0.000344	21	来自润滑油精制装置的胶质和沥青	0.001	0.000860
9	相对密度大于 0.93 的减压蒸馏塔底馏出物	0.0004	0.000344	22	进减黏或焦化装置的残渣原料	0.001	0.000860
10	进裂化装置的柴油原料 $> 260^\circ\text{C}$	0.0006	0.000516	23	从裂化装置来的残渣	0.005	0.00430
11	进裂化装置的粗汽油原料 $> 260^\circ\text{C}$	0.0008	0.000688				
12	进脱沥青装置原料	0.0004	0.000344				
13	原油, 塔底油, 残渣油	0.0004	0.000334				

29. 气体的发热值

气 体	质量低发热值		体积低发热值		气 体	质量低发热值		体积低发热值	
	$\text{kcal/kg}$	$\text{kJ/kg}$	$\text{kcal/Nm}^3$	$\text{kJ/Nm}^3$		$\text{kcal/kg}$	$\text{kJ/kg}$	$\text{kcal/Nm}^3$	$\text{kJ/Nm}^3$
甲 烷	11954	50051	8529	35711	乙 烯	11272	47196	14204	59472
乙 烷	11350	47522	15186	63584	丙 烯	10942	45814	20638	86411
丙 烷	11079	46388	21742	91034	异丁烯	10767	45081	27400	114724
异丁烷	10904	45655	26100	109281	乙 炔	11600	48569	13483	56453
正丁烷	10932	45772	28281	118413	苯	9698	40606	34870	146001
异戊烷	10813	45274	32200	134821	氢	29450	123307	2650	11096
正戊烷	10840	45387	34818	145783	一氧化碳	2420	10133	3018	12636
正己烷	10780	45136	42100	176273	硫化氢	3680	5408	5585	23384
正庚烷	10737	44956	43700	182972	戊 烯	10681		31810 (15.6℃)	33630(Nm <sup>3</sup> )
正辛烷	10705	44822	50000	209350	丁 烯	10758		25630	27100(Nm <sup>3</sup> )

30. 常用燃料油性质

燃料油名称	元素组成/%					密度 ( $\rho_{20}$ ) / $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	黏度/ $\text{mm}^2 \cdot \text{s}^{-1}$		残炭/ %	闪点/ $^{\circ}\text{C}$	凝点/ $^{\circ}\text{C}$	沸程/ $^{\circ}\text{C}$	高热值 ( $Q_h$ ) / $\text{MJ} \cdot \text{kg}^{-1}$	低热值 ( $Q_l$ ) / $\text{MJ} \cdot \text{kg}^{-1}$	理论燃烧 温度 ( $\alpha=1$ ) / $^{\circ}\text{C}$
	C	H	S	O	N		80 $^{\circ}\text{C}$	100 $^{\circ}\text{C}$							
大庆原油减渣油	86.5	12.56	0.17	—	0.37	930	281.51	129.69	—	339	33	—	45.132	42.293 (42.192)	2018
山东原油减渣油	86.82*	11.16*	1.32	—	0.7	989.5	6065	1647	16.7	—	48.5	—	43.603	41.083	2021
大港原油减渣油	86.69	12.70	0.29	0.07	—	949.6	429.8	159.1	10.4	>300	41	>500	45.379	42.506	2017
江汉原油减渣油	85.74*	11.24*	3.00	—	—	983.8	—	741.7	15.02	—	—	>557	43.524	40.982	2018
玉门原油减渣油	88.17*	11.58*	0.25	—	—	961	777	265	11.72	301	32	—	44.479	41.857	2022
克拉玛依原油减渣油	88.21*	11.58	0.21	—	—	961.5	—	—	—	322	20	>500	44.483	41.866	2023
大庆原油常压重油	87.57*	12.26*	0.17*	—	—	916.2	58.4	29.2	—	257	38	>374	45.115	42.343	2022
山东原油常压重油	85.78	11.72	1.32*	—	—	965.6	779.6	286.9	11.36	—	—	>350	43.955	41.305	2018
大港原油常压重油	87.91*	11.91	0.18	—	—	920.2	47.1	23.93	5.3	233	38	>350	44.797	42.146	2017
江汉原油常压重油	84.83*	12.17*	3.0*	—	—	921.8	—	15.71	4.54	—	43	>354	44.382	41.631	2015
玉门原油常压重油	88.03*	11.76*	0.21	—	—	949	101.55	46.63	—	220	27	>350	44.646	41.987	2021
克拉玛依原油常压重油	87.57*	12.29*	0.14	—	—	914.3	102.55	39.88	—	208	-1	>350	45.153	42.372	2020
重柴油	86.26	13.74	0.1	—	0.03	850	5.59	3.0	—	92	19.5	—	46.513	43.407 (42.858)	2054

注：① C、H中带\*者为计算值；② S中带\*者为缺试验数据，以相应的原油的减压渣油值计；③ 括号内为试验值，括号外为计算值。

31. 炼厂燃料气体性质

名 称	组 成/% (v/v)												密度( $\rho_0$ )/ kg · Nm <sup>-3</sup>
	H <sub>2</sub> S	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub> +O <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	
炼厂气	4.4	1.64	9.5	13.3	28.01	11.09	2.12	9.65	9.46	4.39	7.25	0.39	1.304
	4.9	0.3	0.7	12.7	15.4	11.4	2	14.6	13.6	8.8	14	1	
催化干气	6.3		32	21.9	16.7	6.8	4.0	1.6	6.0	1.4	2.3	1.0	1.242
	12.9		3	28.6	12.5	9.5	5.2	3.3	11.8	3.8	6	3.4	
催化干气	0.59	6.61	6.6	27.2	26.4	26		0.5	4.7	0.6	0.8	—	1.159
	0.69	11.51	0.5	29.4	16.3	30.1		0.9	7.6	1.3	1.7	—	
焦化干气	4.91	0.45	10.1	25.08	27.39	14.82	2.55	7.78	4.28	1.54	1.1	—	1.139
	6.6	0.8	0.8	27.5	17.2	17.5	2.8	13.5	7.4	3.5	2.4	—	
铂重整干气	—	—	34.9	—	2	10	—	45.6	—	6.9	—	0.6	1.276
	—	—	2.5	—	1.1	10.5	—	70.4	—	14	—	1.5	
催化气态烃	—	—	—	—	—	0.6		18.3	48.1	14.7	17.7	0.6	2.188
	—	—	—	—	—	0.4		17	42.7	18	21	0.9	

注：① 各种组成为实际分析数据，其余各项为计算值；  
② 组成中第一排数据表示体积分数，第二排数据表示质量分数。

32. 气体热焓公式的系数

组 分	A	B	C × 10 <sup>4</sup>	D × 10 <sup>7</sup>	E × 10 <sup>10</sup>	F × 10 <sup>14</sup>
CH <sub>4</sub>	135.838876	2.393536	-22.179546	0.574008	-37.278159	0.854948
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	379.267572	1.108965	-1.885070	39.654852	-31.401343	0.800800
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	385.464352	0.722629	7.086986	29.238251	-26.150086	0.700038
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	382.487609	0.412687	20.285529	7.029360	-10.258466	28.833325
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	403.460418	-0.011702	33.164186	-11.704820	199.642790	-86.649785
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	404.199136	0.606917	12.887575	10.336108	-10.995107	29.292561
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	449.440616	0.128992	26.468468	-6.710032	-55.223787	4.946779
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	436.734216	-0.077533	32.129623	-12.758910	261.807079	-153.751324
H <sub>2</sub> S	-1.437014	0.998842	-1.843102	5.570743	-371.726025	6.366288
CO	-2.269120	1.073989	-1.726602	3.022302	-137.529285	200.359762
H <sub>2</sub>	28.671313	13.395836	29.600604	-39.806495	26.616033	-0.609972
O <sub>2</sub>	-2.283519	0.952416	-2.811327	6.552081	-4.523055	10.877177
N <sub>2</sub>	-2.172455	1.068463	-1.340929	2.155640	-0.786300	0.698489
CO <sub>2</sub>	11.113479	0.479097	7.621406	-3.593832	0.847418	-0.577507
H <sub>2</sub> O	-5.729778	1.914963	-3.957313	8.762103	-4.950738	10.385878





普通高等教育“十一五”国家级规划教材

# 石油化学

## 工程原理

李阳初 刘雪暖 主编

「下册」



中国石化出版社  
[HTTP://WWW.SINOPEC-PRESS.COM](http://www.sinopec-press.com)

ISBN 978-7-80229-526-1



9 787802 295261 >

定价：78.00 元（上、下册）



普通高等教育“十一五”国家级规划教材

# 石油化学工程原理

(下册)

李阳初 刘雪暖 主编

中国石化出版社

## 内 容 提 要

本书论述了石油加工和石油化工过程中有关单元过程的基本原理及相关设备,分上、下两册。上册内容包括流体流动、流体输送机械、非均相物系的分离、固体流态化和气力输送、传热、换热器、辐射传热与管式加热炉等章,下册内容包括传质过程概论、蒸馏、气体吸收、萃取、气体传质设备等章。本书力求联系石油加工和石油化工过程的实际,基本概念和基本原理论述由浅入深,并列有必要的例题与习题。

本书可作为高等石油院校化学工程与工艺及相关专业本科生的化工原理教材,也可供石油加工和石油化工行业工程技术人员参考。

## 图书在版编目(CIP)数据

石油化学工程原理/李阳初,刘雪暖主编. —北京:中国石化出版社,2008  
普通高等教育“十一五”国家级规划教材  
ISBN 978-7-80229-526-1

I. 石… II. ①李…②刘… III. 石油化工-化学工程-高等学校-教材 IV. TE65

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2008)第 031124 号

## 中国石化出版社出版发行

地址:北京市东城区安定门外大街 58 号

邮编:100011 电话:(010)84271850

读者服务部电话:(010)84289974

<http://www.sinopec-press.com>

E-mail:press@sinopec.com.cn

北京密云红光制版公司排版

北京宏伟双华印刷有限公司印刷

全国各地新华书店经销

\*

787×1092 毫米 16 开本 42 印张 1050 千字

2008 年 4 月第 1 版 2008 年 4 月第 1 次印刷

定价:78.00 元(上、下册)

# 目 录

第八章 传质过程概论 .....	(407)
第一节 概述 .....	(407)
一、传质过程及分离方法 .....	(407)
二、相组成的表示方法 .....	(409)
第二节 扩散与单相传质 .....	(411)
一、质量传递的基本方式 .....	(411)
二、双组分混合物中的一维稳态分子扩散 .....	(412)
三、扩散系数 .....	(417)
四、对流传质 .....	(421)
第三节 质量、热量和动量传递的类比 .....	(423)
一、动量、热量、质量传递的本质 .....	(423)
二、动量、热量、质量传递的类比 .....	(423)
符号说明 .....	(426)
参考文献 .....	(427)
习题 .....	(427)
第九章 蒸馏 .....	(429)
第一节 二元理想溶液的气、液相平衡 .....	(429)
一、低压下的气、液相平衡关系 .....	(430)
二、高压下的气、液相平衡关系 .....	(432)
三、恒压相平衡图 .....	(439)
四、通过相对挥发度表示的气、液平衡关系 .....	(441)
第二节 二元非理想溶液的气、液平衡简介 .....	(443)
第三节 精馏原理 .....	(445)
一、汽化和冷凝 .....	(445)
二、精馏过程原理 .....	(451)
第四节 二元连续精馏塔的计算和分析 .....	(454)
一、计算任务、所需基本数据和基本工具 .....	(454)
二、全塔物料衡算 .....	(455)
三、理论板数的计算 .....	(456)
四、实际塔板数与精馏塔的效率 .....	(464)
五、精馏塔的热量衡算 .....	(469)
六、主要操作因素分析 .....	(473)
七、二元精馏过程的几种特殊情况 .....	(478)
八、简捷法求理论板数 .....	(482)
第五节 其他蒸馏方式 .....	(484)
一、水蒸气蒸馏 .....	(484)
二、间歇精馏 .....	(485)

三、恒沸蒸馏和萃取蒸馏简介 .....	(488)
第六节 多元精馏 .....	(490)
一、产品组成和量的决定——全塔物料衡算 .....	(490)
二、多元物系的气、液相平衡关系 .....	(496)
三、平衡汽化和冷凝计算 .....	(497)
四、求理论板数的简捷法 .....	(502)
第七节 原油常压蒸馏塔 .....	(504)
一、原油常压蒸馏塔的工艺特点 .....	(505)
二、原油常压蒸馏塔的操作原理 .....	(507)
第八节 反应精馏和膜蒸馏简介 .....	(508)
一、反应精馏 .....	(508)
二、膜蒸馏 .....	(509)
符号说明 .....	(511)
参考文献 .....	(512)
习题 .....	(512)
第十章 气体吸收 .....	(516)
第一节 概述 .....	(516)
一、吸收过程在化学化工生产中的应用 .....	(516)
二、吸收剂的选择 .....	(517)
第二节 吸收过程的相平衡关系 .....	(518)
一、气体在液体中的溶解度 .....	(518)
二、亨利定律 .....	(519)
三、亨利定律与拉乌尔定律的关系 .....	(521)
第三节 吸收过程的机理及传质速率 .....	(524)
一、吸收过程的机理 .....	(524)
二、传质速率方程式 .....	(525)
第四节 吸收/解吸塔的工艺计算 .....	(531)
一、全塔物料衡算和操作线方程 .....	(531)
二、吸收剂用量的决定 .....	(532)
三、低浓度气体吸收过程填料层高度的计算(速率法) .....	(535)
四、理论板数的计算(平衡级法) .....	(545)
五、填料高度和理论板间关系 .....	(547)
六、解吸 .....	(548)
第五节 传质系数和传质理论 .....	(550)
一、传质系数的经验公式 .....	(550)
二、传质系数的准数关联式 .....	(554)
三、对流传质的理论模型 .....	(557)
第六节 其他条件下的吸收 .....	(559)
一、非等温吸收 .....	(559)
二、多组分吸收的计算 .....	(562)

三、化学吸收 .....	(565)
符号说明 .....	(567)
参考文献 .....	(568)
习题 .....	(569)
第十一章 萃取 .....	(572)
第一节 概述 .....	(572)
一、萃取过程的基本概念 .....	(572)
二、萃取过程的发展和主要工业应用 .....	(573)
第二节 萃取的基本原理 .....	(574)
一、液-液相平衡 .....	(574)
二、萃取剂的选择 .....	(580)
三、温度的影响 .....	(581)
第三节 萃取过程计算 .....	(582)
一、单级萃取过程 .....	(582)
二、多级错流萃取过程 .....	(584)
三、多级逆流萃取过程 .....	(589)
第四节 萃取设备 .....	(598)
一、萃取设备的类型 .....	(598)
二、常用萃取设备 .....	(598)
符号说明 .....	(603)
参考文献 .....	(604)
习题 .....	(604)
第十二章 气液传质设备 .....	(607)
第一节 概述 .....	(607)
一、塔设备的产生和发展 .....	(607)
二、塔设备的分类 .....	(608)
三、塔板或填料的性能评价指标 .....	(608)
第二节 板式塔 .....	(608)
一、塔板的类型 .....	(609)
二、塔板的结构及工作状况 .....	(612)
三、塔板设计 .....	(615)
第三节 填料塔 .....	(638)
一、填料塔的结构及工作状况 .....	(638)
二、填料的种类及特性 .....	(641)
三、填料塔的水力学特性 .....	(647)
四、填料塔设计 .....	(647)
五、板式塔与填料塔的比较 .....	(654)
符号说明 .....	(654)
参考文献 .....	(655)
习题 .....	(655)

# 第八章 传质过程概论

## 第一节 概 述

### 一、传质过程及分离方法

#### (一) 传质过程

液体蒸发、固体溶解、云的形成、油的燃烧及均相混合物的分离等是自然界和工程实际中常见的过程。这些过程虽各有特点，但都有一个共同点：存在着物质在一相中或通过相界面在两相之间的转移过程，该过程称为质量传递过程(简称传质过程)。质量传递与动量传递、热量传递构成了化工过程中最基本的三种传递过程，简称“三传”。只在一相中进行的质量传递，称为单相传质(如烟气中  $\text{CO}_2$  在空气中的扩散)；通过相界面在两相之间进行的传质称为相际间传质(如液体的蒸发)，后者在工程实际中更为重要和普遍。质量传递的推动力是化学势差，其中包括浓度差、温度差和压力差等，本章主要介绍以浓度差为推动力的质量传递过程。在石油、化工、生物、制药、环保等工业过程中，传质过程是均相混合物分离的物理基础。因此，通常也把某些与混合物分离相关的传质过程称为分离过程。

#### (二) 分离方法

依据混合物分离原理的不同，传质分离过程可分为平衡分离过程和速率分离过程两大类。

##### 1. 平衡分离过程

平衡分离过程是依据被分离混合物的各组分在平衡两相中的组成分配存在差异而实现分离的过程，属于热力学控制的过程。平衡分离过程属于相际间传质过程。图 8-1 是几种典型的相际间传质过程示意图。

(1) 气-液接触传质过程 该过程是指物质在气、液两相之间的转移，主要包括精馏、气体吸收(或解吸)、气体的增湿(或减湿)等单元操作过程。

① 精馏 不平衡的气(该气相由液相加热汽化得到)、液两相进行接触时，气相发生部分冷凝，其中较多的重组分进入液相；液相发生部分汽化，其中较多的轻组分进入气相。如此反复进行，在气、液两相之间进行质量传递，实现混合物的分离，如图 8-1(a)所示。

② 气体吸收 气体混合物与液体溶剂相接触，气相中的可溶性组分(溶质)传入液相，实现气体混合物的分离，如图 8-1(b)所示。

③ 气体的增湿(或减湿) 当不饱和的气体与温度相等或比其高的热水相接触时，水分将从液相表面汽化传入气相，实现气体的增湿；而当含水蒸气的饱和气体与温度比其低的冷水相接触时，气相中的部分水蒸气将冷凝而进入液相，实现气体的减湿，如图 8-1(c)所示。

(2) 气-固接触传质过程 该过程是指物质在气、固两相之间的转移，主要包括固体干燥、气体吸附(或脱附)等单元操作过程。

① 固体干燥 含水分(或其他可挥发性液体)的固体与比较干燥的气体接触时，液体将

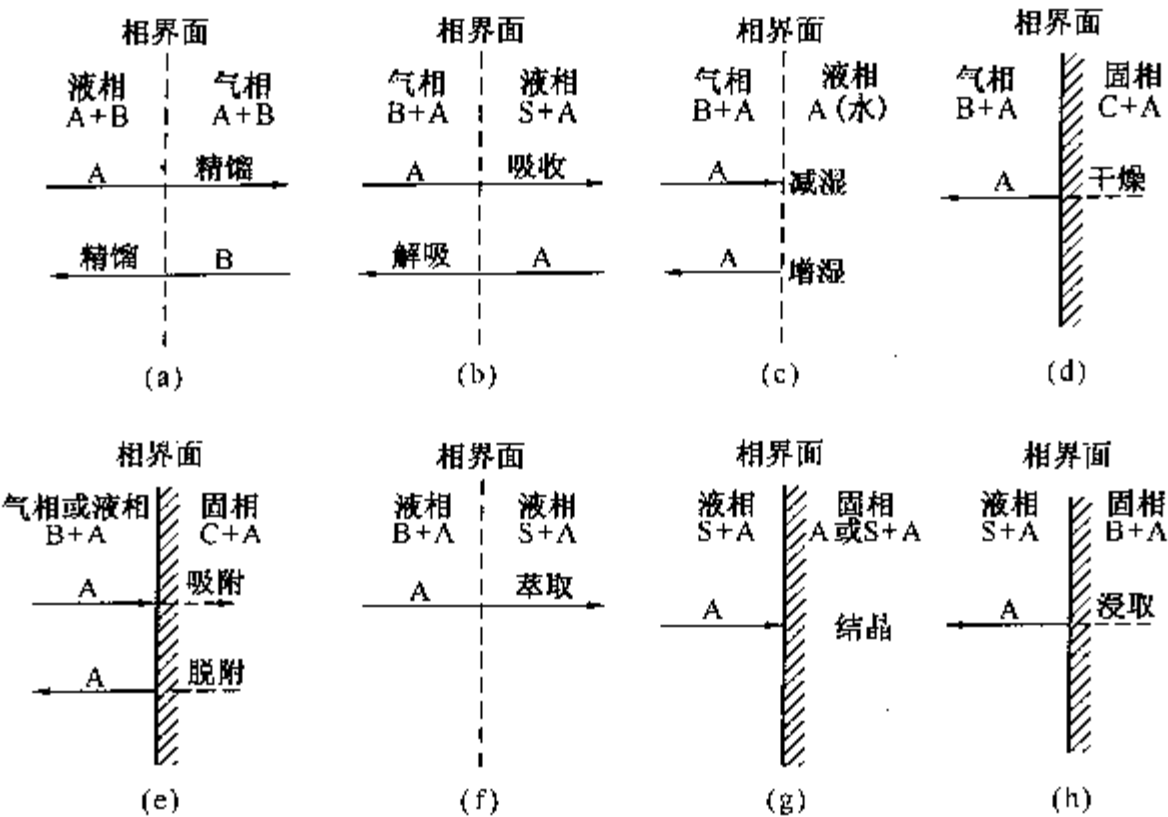


图 8-1 几种相际间传质过程示意图

汽化从固相转移到气相中，实现固体的干燥，如图 8-1(d)所示。

② 气体吸附 当多孔固体吸附剂与气体接触时，气体中的一个或几个组分向多孔固体颗粒表面选择性质量传递并积累于多孔固体颗粒微孔中的过程，其逆过程称为脱附，如图 8-1(e)所示。

(3) 液-液接触传质过程 该过程是指物质在两个不互溶的液相之间的转移，主要包括液-液萃取等单元操作过程。液-液萃取是指两个完全或部分不互溶的液相接触时，一个液相中的溶质在物理或化学作用下转移到另一液相或在两个液相中重新分配的过程，如图 8-1(f)所示。

(4) 液-固接触传质过程 该过程是指物质在液、固两相之间的转移，主要包括结晶(或溶解)、液体吸附(或脱附)、固液浸取等单元操作过程。如图 8-1(e)、(g)、(h)所示。

应当指出，上述的相际间传质过程进行的极限是达到相平衡状态，而两相平衡的建立往往需要很长的接触时间。在实际操作中，相际间的接触时间一般是有限的，某组分由一相转移到另一相的数量是由传质速率决定的。因此，在研究质量传递和解决分离工程问题时，一般都要涉及两个主要问题：一是相平衡问题，相平衡决定物质传递过程进行的极限，并为选择合适的分离方法提供依据；二是质量传递速率问题，决定在一定时间内传递的物质数量，并为传质设备的设计提供依据。

2. 速率分离过程

速率分离是依据被分离混合物中各组分在某物质中的传递速率差异而进行分离的过程，属于动力学控制的过程。这类过程的特点是所处理的物料和产品一般不发生相变化，属于同一相态，仅有组成的变化，其传递的推动力有压力差、温度差、电位差等。速率分离过程主要分为以下两类。

(1) 膜分离过程 膜分离过程是指利用混合物中各组分在选择透过性膜中的透过速率的不同，实现对混合物分离的单元操作过程。膜的相态可以是液相或固相，目前常用的膜多由



固体无机材料和有机材料制成。主要单元操作过程有超滤、微滤、反渗透、渗析、电渗析、气体膜分离、渗透汽化等。

(2) 场分离过程 场分离过程是指在外力场(如电场、磁场、声场等)的作用下,利用各组分扩散速率的不同而实现混合物分离的单元操作过程。主要单元操作过程有电泳、热扩散、电场分离、磁场分离、声场分离等。

应当指出,实现对一种均相混合物的分离,可以采用几种不同的分离方法,在选择具体的分离方法时,应综合考虑被分离物系的相态、物理及化学性质、产品质量要求、生产的经济性等几方面的因素,以选择最适宜的分离方法。另外,还要特别注意所选分离方法要满足能耗低、环境友好和可持续发展的原则。

## 二、相组成的表示方法

对于均相混合物,其相组成的表示方法有多种,可根据具体问题遵照应用方便的原则采用不同的表示方法,常用的有以下几种。

### (一) 质量分率和摩尔分率

#### 1. 质量分率

质量分率是混合物中某组分的质量占混合物总质量的分率,以符号  $a$  表示,即

$$a_i = \frac{m_i}{m} \quad (8-1)$$

式中  $a_i$ ——混合物中  $i$  组分的质量分数;

$m_i$ ——混合物中  $i$  组分的质量, kg;

$m$ ——混合物的总质量, kg。

对于由  $N$  个组分组成的混合物,则有

$$\sum_{i=1}^N a_i = 1 \quad (8-2)$$

#### 2. 摩尔分率

摩尔分率是混合物中某组分的摩尔数占混合物总摩尔数的分率,以符号  $x$  表示,即

$$x_i = \frac{n_i}{n} \quad (8-3)$$

式中  $x_i$ ——混合物中  $i$  组分的摩尔分率;

$n_i$ ——混合物中  $i$  组分的摩尔数, kmol;

$n$ ——混合物的总摩尔数, kmol。

对于由  $N$  个组分组成的混合物,则有

$$\sum_{i=1}^N x_i = 1 \quad (8-4)$$

通常以  $x$  表示液相混合物的摩尔分率,以  $y$  表示气相混合物的摩尔分率。

#### 3. 质量分率与摩尔分率的换算

可通过混合物中各组分的相对分子质量  $M$ , 进行质量分率与摩尔分率的换算,对于  $j$  组分,其换算关系式为

$$x_j = \frac{a_j / M_j}{\sum_{i=1}^N (a_i / M_i)} \quad (8-5)$$

$$a_j = \frac{x_j M_j}{\sum_{i=1}^N (x_i M_i)} \quad (8-6)$$

## (二) 质量比和摩尔比

在某些传质单元操作(如吸收、萃取等)的过程中,混合物总流量是变化的,此时,为计算的方便,常使用以惰性组分为基准的质量比和摩尔比表示混合物的组成。

### 1. 质量比

混合物中某组分质量与惰性组分质量的比值称为质量比,以符号  $\bar{a}$  表示。对于 A、B(B 为惰性组分)双组分物系, A 组分的质量比定义式为

$$\bar{a}_A = \frac{m_A}{m_B} \quad (8-7)$$

式中  $\bar{a}_A$ ——A 组分的质量比;

$m_A$ ——混合物中 A 组分的质量, kg;

$m_B$ ——混合物中惰性组分的质量, kg。

质量比与质量分率之间的关系

$$\bar{a}_A = \frac{a_A}{1 - a_A} \quad (8-8)$$

$$a_A = \frac{\bar{a}_A}{1 + \bar{a}_A} \quad (8-9)$$

### 2. 摩尔比

混合物中某组分摩尔数与惰性组分摩尔数的比值称为摩尔比,以符号  $X$  表示。对于 A、B(B 为惰性组分)双组分物系, A 组分的摩尔比定义式为

$$X_A = \frac{n_A}{n_B} \quad (8-10)$$

式中  $X_A$ ——A 组分的摩尔比;

$n_A$ ——混合物中 A 组分的摩尔数, kmol;

$n_B$ ——混合物中惰性组分的摩尔数, kmol。

摩尔比与摩尔分率之间的关系

$$X_A = \frac{x_A}{1 - x_A} \quad (8-11)$$

$$x_A = \frac{X_A}{1 + X_A} \quad (8-12)$$

同样,通常以  $X$  表示液相混合物的摩尔比,以  $Y$  表示气相混合物的摩尔比。

## (三) 质量浓度与摩尔浓度

### 1. 质量浓度

单位体积混合物中某组分的质量称为该组分的质量浓度,以符号  $\rho$  表示,其定义式为

$$\rho_i = \frac{m_i}{V} \quad (8-13)$$

式中  $\rho_i$ ——混合物中  $i$  组分的质量浓度, kg/m<sup>3</sup>;

$m_i$ ——混合物中  $i$  组分的质量, kg;

$V$ ——混合物体积, m<sup>3</sup>。

对于  $N$  个组分组成的混合物, 其总质量浓度(即混合物的密度)为

$$\rho = \sum_{i=1}^N \rho_i \quad (8-14)$$

## 2. 摩尔浓度

单位体积混合物中某组分的摩尔数称为该组分的摩尔浓度, 以符号  $c$  表示, 其定义式为

$$c_i = \frac{n_i}{V} \quad (8-15)$$

式中  $c_i$ ——混合物中  $i$  组分的摩尔浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;

$n_i$ ——混合物中  $i$  组分的摩尔数,  $\text{kmol}$ ;

$V$ ——混合物体积,  $\text{m}^3$ 。

对于  $N$  个组分组成的混合物, 其总摩尔浓度为

$$c = \sum_{i=1}^N c_i \quad (8-16)$$

## 3. 质量浓度与摩尔浓度之间的换算关系

$$c_i = \frac{\rho_i}{M_i} \quad (8-17)$$

在实际计算中, 可根据上述各种相组成表示方法的定义式, 对不同的相组成进行换算。

**【例 8-1】** 已知在总压力为  $101.3\text{kPa}$ 、温度为  $20^\circ\text{C}$  的条件下,  $100\text{kg}$  水中溶解有  $1\text{kg}$  氨时, 液面上方气体中氨的分压为  $0.8\text{kPa}$ 。试求以摩尔浓度表示时的气、液组成。

**解:** 气相中氨的摩尔浓度  $c_{\text{AG}}$  可按式(8-15)并结合理想气体状态方程(适合于压力不太高的情况)进行计算, 即

$$c_{\text{AG}} = \frac{n_{\text{A}}}{V} = \frac{p_{\text{A}}}{RT} = \frac{0.8}{8.314 \times 293.15} = 3.28 \times 10^{-4} \text{kmol}/\text{m}^3$$

$100\text{kg}$  水中溶解有  $1\text{kg}$  氨时, 浓度很小, 可视溶液密度与纯水密度相同, 即  $\rho = 998.2\text{kg}/\text{m}^3$ , 其体积为

$$V = \frac{100 + 1}{998.2} = 0.101\text{m}^3$$

则由式(8-15)可计算出液相中氨的摩尔浓度  $c_{\text{AL}}$ , 即

$$c_{\text{AL}} = \frac{n_{\text{A}}}{V} = \frac{1/17}{0.101} = 0.582\text{kmol}/\text{m}^3$$

# 第二节 扩散与单相传质

## 一、质量传递的基本方式

与热量传递中的导热、对流传热相类似, 质量传递的方式依据传质机理不同可分为分子扩散(或分子传质)和对流扩散(或涡流扩散或对流传质)两种方式。

### (一) 分子扩散

#### 1. 分子扩散

在静止的流体内部或在与层流流体流动方向垂直的方向上存在某种组分的浓度差时, 由于分子运动(布朗运动)而引起的该组分由高浓度处向低浓度处传递的现象, 称为分子扩散

(或分子传质)。这种传质只是由于微观上的分子运动引起的,与宏观上的流体流动无关。

## 2. 费克定律

描述分子扩散通量或速率的基本定律为费克第一定律(Fick's First Law),对于由 A、B 两组分组成的混合物,如不考虑流体主体流动时, A 组分在  $z$  方向上由于浓度差所引起的扩散通量为

$$J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz} \quad (8-18)$$

式中  $J_A$ ——组分 A 在  $z$  方向上的分子扩散通量,  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;

$c_A$ ——组分 A 摩尔浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;

$z$ ——组分 A 在  $z$  方向上的扩散距离,  $\text{m}$ ;

$D_{AB}$ ——组分 A 在组分 B 中的扩散系数,  $\text{m}^2/\text{s}$ 。

式中的负号表示质量传递是在 A 组分浓度降低的方向进行的。如同速度梯度和温度梯度一样,通常把  $\frac{dc_A}{dz}$  称为 A 组分在  $z$  方向上的浓度梯度。可以看出,对于一定的物系,分子扩散通量与浓度梯度成正比,这与牛顿黏性定律、傅立叶定律相类似。

## (二) 对流扩散

### 1. 对流扩散

由于流体质点或微团(由众多流体分子组成的分子团)的运动引起的流体中某组分由高浓度处向低浓度处传递的现象,称为对流扩散(或涡流扩散或对流传质)。应当指出,在实际传质工程中,通常把运动流体与固体壁面之间或不互溶的两运动流体之间发生的质量传递称为对流传质。

### 2. 对流扩散通量

仿照费克定律的形式,可以用下式表达对流扩散通量  $J_{AE}$ , 即

$$J_{AE} = -D_E \frac{dc_A}{dz} \quad (8-19)$$

式中  $J_{AE}$ ——组分 A 在  $z$  方向上的对流扩散通量,  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;

$D_E$ ——对流扩散系数(涡流扩散系数),  $\text{m}^2/\text{s}$ 。对流扩散系数  $D_E$  不是物性,它与流体流动的湍动程度有关,且与位置(离稳定界面的距离)等条件有关。

在湍流流体中进行对流扩散的同时,也存在分子扩散,所以总扩散通量  $J_T$  应为两者之和,由式(8-18)和式(8-19)得总扩散通量为

$$J_T = -(D + D_E) \frac{dc_A}{dz} \quad (8-20)$$

## 二、双组分混合物中的一维稳定分子扩散

### (一) 等分子反向扩散

#### 1. 等分子反向扩散

如图 8-2 所示,在两个容积很大的容器 1、2 中分别装有浓度不同由 A、B 两种气体组成的混合气体,两容器用等径直管相连接。两容器总压力  $p$  及温度  $T$  相等,且分别装有搅拌器以使各自浓度均匀。由于 A 组分的分压  $p_{A1} > p_{A2}$ , B 组分的分压  $p_{B2} > p_{B1}$ , A 组分将以分子扩散的方式通过导管由容器 1 向容器 2 传递(图中向右),而 B 组分以分子扩散的方式通

过导管由容器 2 向容器 1 传递(图中向左)。

由于两容器很大,连接管较细,在有限时间内通过连接管传递的物质质量不会影响两容器内各组分的组成,即通过连接管中某截面  $F-F'$  的分子扩散是稳态的。根据费克定律式(8-18)有 A 组分的扩散通量为

$$J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz} \quad (A)$$

B 组分的扩散通量为

$$J_B = -D_{BA} \frac{dc_B}{dz} \quad (B)$$

对于气体,当总压不太高时,各组分在气相中的浓度可用分压表示,则(A)、(B)两式可变为

$$J_A = -\frac{D_{AB}}{RT} \frac{dp_A}{dz} \quad (C)$$

$$J_B = -\frac{D_{BA}}{RT} \frac{dp_B}{dz} \quad (D)$$

由于 A、B 两组分的扩散通量大小相等、方向相反,则有

$$J_A = -J_B \quad (E)$$

由于总压  $p$  是常数,所以

$$dp_A = -dp_B \quad (F)$$

由式(C)、(D)、(E)、(F)可得到  $D_{AB} = D_{BA} = D$ , 即 A 组分在 B 组分中的扩散系数与 B 组分在 A 组分中的扩散系数相等,可用略去下标的符号  $D$  表示。

等分子反向扩散是一种最简单的分子扩散过程,在各组分汽化潜热相等的二元精馏操作中可遇到此种情况。

## 2. 等分子反向扩散传质速率

传质速率(或传质通量)是指在某固定的空间位置处,单位时间内通过单位面积上所传递 A 组分的物质质量,摩尔传质速率用符号  $N_A$  表示,单位为  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ; 质量传质速率用符号  $n_A$  表示,单位为  $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

在等分子反向扩散过程中,物质 A 的传质速率等于其分子扩散速率,即

$$N_A = J_A = -D \frac{dc_A}{dz} = -\frac{D}{RT} \frac{dp_A}{dz} \quad (8-21)$$

对于图 8-2 所示的连接管中稳定的等分子反向扩散过程,连接管内各截面处的  $N_A$  应相等且为常数。又因为总压  $p$  及温度  $T$  一定,扩散系数  $D$  为定值;由式(8-21)可知分压梯度  $\frac{dp_A}{dz}$  亦为定值。这说明在稳态的等分子反向扩散过程中,在扩散方向上 A 组分的分压分布为一条直线,如图 8-2 的压力分布图所示。以分压差为传质推动力,对式(8-21)进行定积分可得到 A 组分的传质速率,即

$$N_A = J_A = -\frac{D}{RT} \frac{p_{A2} - p_{A1}}{z_2 - z_1}$$

令扩散距离  $\delta = (z_2 - z_1)$ , 则传质速率计算式为

$$N_A = J_A = \frac{D}{RT\delta} (p_{A1} - p_{A2}) \quad (8-22)$$

同理, B 组分的传质速率为

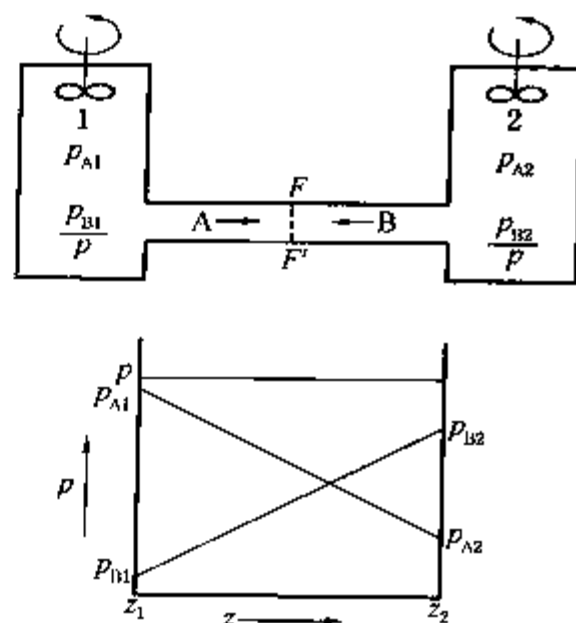


图 8-2 等分子反向扩散示意图

$$N_B = J_B = \frac{D}{RT\delta}(p_{B1} - p_{B2}) \quad (8-23)$$

由式(8-22)和式(8-23)可以得到  $N_A = -N_B$ ，这表明在等分子反向扩散过程中，通过扩散通道内任意截面处的净物质传递量为零，即

$$N = N_A + N_B = 0$$

如以浓度差为传质推动力，对式(8-21)进行定积分可得到 A 组分的传质速率

$$N_A = J_A = \frac{D}{\delta}(c_{A1} - c_{A2}) \quad (8-24)$$

同理，B 组分的传质速率为

$$N_B = J_B = \frac{D}{\delta}(c_{B1} - c_{B2}) \quad (8-25)$$

【例 8-2】如图 8-2 所示，氨气(A)与氮气(B)在长度为 0.1m 的等径连接管中相互扩散。总压  $p = 101.3\text{kPa}$ ，温度  $T = 298\text{K}$ ，在容器 1 中  $p_{A1} = 10.13\text{kPa}$ ，容器 2 中  $p_{A2} = 5.07\text{kPa}$ ，扩散系数  $D = 2.30 \times 10^{-5} \text{m}^2/\text{s}$ 。试求稳定状态下的扩散通量  $J_A$ 、 $J_B$  及传质速率  $N_A$ 、 $N_B$ 。

解：对于等分子反向扩散，有  $N_A = J_A$ ， $N_B = J_B$ 。应用式(8-22)，可得

$$\begin{aligned} N_A = J_A &= \frac{D}{RT\delta}(p_{A1} - p_{A2}) = \frac{2.3 \times 10^{-5}}{8.314 \times 298 \times 0.1}(10.13 - 5.07) \\ &= 4.7 \times 10^{-7} \text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}) \end{aligned}$$

同样对于等分子反向扩散，有  $J_A = -J_B$ ，并结合式(8-23)，可得

$$N_B = J_B = -J_A = -4.7 \times 10^{-7} \text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

(二) 一组分通过另一停滞组分的扩散(单向扩散)

### 1. 一组分通过另一停滞组分的扩散

一组分通过另一停滞组分扩散的情况通常在吸收单元操作中遇到。在如图 8-3 所示的稳态吸收过程中，A 为可溶性组分(溶质)，B 为不溶于液相的惰性组分，22' 为气、液相界面。假设在相界面的气相侧有一厚度为  $\delta$  的静止气体层，静止气体层中各处的总压  $p$ (或总浓度  $c$ )及温度  $T$  相等。在  $\delta$  厚度静止气体层外为气相主体(图中的 11' 截面)，在气相主体中不存在浓度差。则各组分浓度与气体总浓度存在以下关系

$$c_{B1} = c - c_{A1}, \quad c_{B2} = c - c_{A2}$$

如以压力表示，则有以下关系

$$p_{B1} = p - p_{A1}, \quad p_{B2} = p - p_{A2}$$

由于 A 组分被液体吸收，则  $c_{A1} > c_{A2}$ ，A 组分将以  $J_A$  的速率由气相主体向相界面扩散，并不断被液体吸收。B 组分则被相界面阻留，造成在相界面处 B 组分的浓度  $c_{B2}$  大于主体中的浓度  $c_{B1}$ ，这使得 B 组分以  $J_B$  的速率由相界面向气相主体扩散。同时由于 A 组分被液体吸收，在相界面处形成空位，于是气体主体中的气体便会自动向相界面处流动以填补空位，这种流动称为总体流动。总体流动不同于微观上的分子扩散，是由于微观分子扩散引起的流体的宏观流动，该流动造成气体中的 A、B 两组分流向相界面处。实际结果是，在相界面附近 B 组分是停滞的，A 组分通过停滞的 B 组分的扩散，即单向扩散。

### 2. 一组分通过另一停滞组分的扩散速率

根据假设，由于在静止气体层  $\delta$  中总压力保持不变，则 A 组分和 B 组分通过其中的任

一截面  $FF'$  (如图 8-3 所示) 作等分子相互扩散, 即  $J_A = -J_B$ ; 由于 B 组分为惰性组分, 不溶于液体, 则 B 组分通过该截面的分子扩散速率  $J_B$  与总体流动引起 B 组分的传质速率大小相等方向相反。即通过截面  $FF'$  有三股物流: A 组分的分子扩散  $J_A$ 、B 组分的分子扩散  $J_B$  和总体流动  $N_M$ 。由总体流动引起的 A、B 组分通过截面  $FF'$  向相界面处的传质速率分别为  $N_M \frac{c_A}{c}$  和  $N_M \frac{c_B}{c}$ 。因此, A 组分通过截面  $FF'$  向相界面处的传质速率为

$$N_A = J_A + N_M \frac{c_A}{c} \quad (8-26)$$

B 组分通过截面  $FF'$  向相界面处的传质速率为

$$N_B = J_B + N_M \frac{c_B}{c} \quad (8-27)$$

式(8-26)、式(8-27)表明, 通过截面  $FF'$  处某组分的传质速率等于分子扩散速率与总体流动中引起的该组分的传质速率之和。几股物流的大小及方向可用图 8-4 表示。

在图 8-3 所示的稳定吸收过程中, 由于 B 组分是惰性组分, 所以在厚度为  $\delta$  的静止气体层中任一截面, B 组分的净质量传递速率为零, 即  $N_B = 0$ , 由式(8-27)得

$$N_M \frac{c_B}{c} = -J_B = J_A \quad (8-28)$$

由式(8-24)、式(8-25)、式(8-28)可得通过任一截面处的净物质传递速率为

$$N = N_A = N_M \quad (8-29)$$

由式(8-28)可得

$$N_M = \frac{c}{c_B} J_A \quad (8-30)$$

结合式(8-30)、式(8-26)、式(8-18)得

$$N_A = - \frac{Dc}{c - c_A} \frac{dc_A}{dz}$$

对于气体, 当压力不太高时, 上式可改写为

$$N_A = - \frac{D}{RT} \frac{p}{p - p_A} \frac{dp_A}{dz} \quad (8-31)$$

上式表明, 稳定单向扩散时, 在扩散方向上组分 A 的分压分布为一对数曲线(见图 8-3)。

在稳定状况下  $N_A = \text{常数}$ ,  $D$ 、 $p$ 、 $R$ 、 $T$  也均为常数, 对上式在 11' 截面到 22' 截面的边界条件下, 进行定积分可得

$$N_A = \frac{pD}{RT\delta} \ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}} \quad (8-32)$$

因为在 11' 截面和 22' 截面处的总压相等, 即  $p_{A1} + p_{B1} = p_{A2} + p_{B2} = p$ , 则式(8-32)可变化为

$$N_A = \frac{D}{RT\delta} \left( \frac{p}{p_{Bm}} \right) (p_{A1} - p_{A2}) \quad (8-33)$$

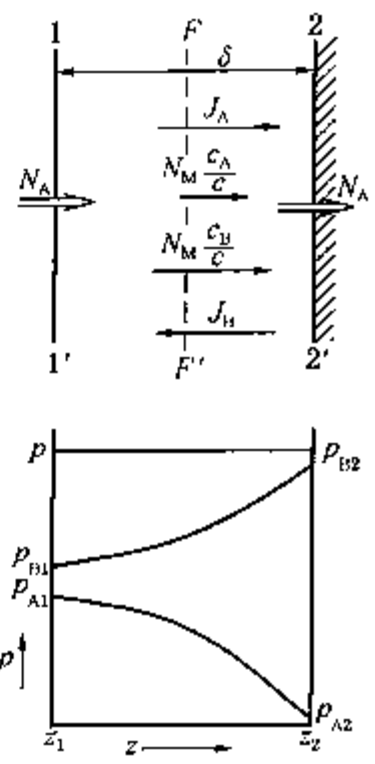


图 8-3 组分 A 通过停滞组分 B 的扩散

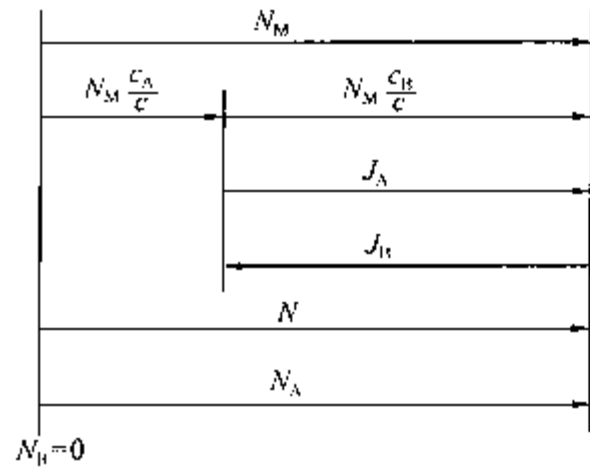


图 8-4 单向扩散速率大小及方向 ( $c_A = c/3$ ,  $c_B = 2c/3$ )



$$p_{Bm} = \frac{p_{B2} - p_{B1}}{\ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}}} \quad (8-34)$$

式中  $p_{Bm}$ ——扩散初、终截面 11' 和 22' 处组分 B 分压的对数平均值, kPa;

$\frac{p}{p_{Bm}}$ ——漂流因子, 无因次。

漂流因子  $\frac{p}{p_{Bm}}$  反映了总体流动对传质速率的影响。因为  $p > p_{Bm}$ , 所以漂流因子  $\frac{p}{p_{Bm}} > 1$ 。比较式 (8-22) 和式 (8-33) 可知, 在单向扩散时由于存在总体流动而使 A 组分的传质速率比单纯分子扩散时的传质速率要大。式 (8-33) 适合于描述单组分吸收过程气相中的传质速率关系。

当混合气体中 A 组分的浓度很低时,  $p \approx p_{Bm}$ , 则总体流动对传质速率的影响可以忽略不计, 式 (8-33) 便可简化为式 (8-22)。

对于液相中的单向扩散发生在稳定吸收界面附近的液相侧传质情况, 可以看为溶质 A 通过停止的溶剂 S 的单向扩散, 当总浓度  $c$  可看作常数时, 同样有

$$N_{AL} = \left( \frac{D}{\delta} \right)_L \left( \frac{c}{c_{Sm}} \right) (c_{A1} - c_{A2}) \quad (8-35)$$

$$c_{Sm} = \frac{c_{S2} - c_{S1}}{\ln \frac{c_{S2}}{c_{S1}}} \quad (8-36)$$

式中  $N_{AL}$ ——溶质 A 在液相中的传质速率,  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;

$D$ ——溶质 A 在溶剂 S 中的扩散系数,  $\text{m}^2/\text{s}$ ;

$c$ ——溶液的总浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;

$c_{Sm}$ ——扩散初、终截面 1 和 2 处溶剂 S 浓度的对数平均值,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;

$\delta$ ——截面 1 和 2 之间的距离, m;

$c_{A1}, c_{A2}$ ——1、2 两截面处 A 组分的浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;

$c_{S1}, c_{S2}$ ——1、2 两截面处溶剂的浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;

$\frac{c}{c_{Sm}}$ ——漂流因子, 无因次。

**【例 8-3】** 若使图 8-2 所示的连接管中氨气通过停滞氮气由容器 1 向容器 2 做稳定的单向扩散, 且维持 1、2 中的氨气分压、系统温度保持不变, 总压力仍与例 8-2 中的数据相同。试求稳定状态下氨的传质速率  $N_A$ 。

**解:** 本题为单向扩散传质过程, 可应用式 (8-33) 进行计算。其中  $\delta = 0.1 \text{ m}$ ,  $D = 2.30 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$ ,  $T = 298 \text{ K}$ ,  $p = 101.3 \text{ kPa}$ ,  $p_{A1} = 10.13 \text{ kPa}$ ,  $p_{A2} = 5.07 \text{ kPa}$ 。根据总压与分压的关系可得  $p_{B1} = 91.2 \text{ kPa}$ ,  $p_{B2} = 96.2 \text{ kPa}$ 。因为  $p_{B2}/p_{B1} < 2$ , 所以

$$p_{Bm} = \frac{1}{2}(91.2 + 96.2) = 93.7 \text{ kPa}$$

将以上数据代入式 (8-33), 可得

$$\begin{aligned} N_A &= \frac{D}{RT\delta} \left( \frac{p}{p_{Bm}} \right) (p_{A1} - p_{A2}) \\ &= \frac{2.3 \times 10^{-5}}{8.314 \times 298 \times 0.1} \left( \frac{101.3}{93.7} \right) (10.13 - 5.07) \\ &= 5.08 \times 10^{-7} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}) \end{aligned}$$

三、扩散系数

分子扩散系数简称扩散系数。由费克定律可知，物质的扩散系数代表单位浓度梯度下该物质的扩散通量，表示该物质在扩散介质中的传递能力大小，是物质的一种传递属性。同一种物质在不同的混合物中的扩散系数也是不一样的，而且扩散系数还随温度、压力及混合物的浓度不同而变化。对于气体中的扩散系数，浓度的影响可以忽略；对于液体中的扩散系数，浓度的影响不可忽略，而压力的影响不显著。在计算过程中，物质的扩散系数可由有关资料及手册中查取，也可以借助于经验或半经验公式计算，这些方法都是建立在实验数据基础之上的。

(一) 组分在气体中的扩散系数

根据气体分子运动理论，分子运动速度很快，如常温、常压下，分子的平均运动速度达到每秒几百米，但是大约只经过  $10^{-7}\text{m}$  (平均分子自由程，即分子以一定的速度运动的距离) 就与其他分子相碰撞而改变方向，故扩散速率相当慢，扩散系数并不大。表 8-1 列举了若干物质在空气中的扩散系数。

表 8-1 一些气体及蒸气在空气中的扩散系数(101.3kPa)

物质	温度/℃	扩散系数/cm <sup>2</sup> ·s <sup>-1</sup>	物质	温度/℃	扩散系数/cm <sup>2</sup> ·s <sup>-1</sup>
H <sub>2</sub>	0	0.611	SO <sub>2</sub>	20	0.122
N <sub>2</sub>	0	0.132	H <sub>2</sub> O	0	0.220
O <sub>2</sub>	0	0.178	H <sub>2</sub> O	(298K)	0.256
Cl <sub>2</sub>	0	0.124	HCl	(273K)	0.130
He	(317K)	0.756	CH <sub>3</sub> COCH <sub>3</sub>	0	0.109
Hg	0	0.112	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0	0.077
I	0	0.07	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0	0.076
CO <sub>2</sub>	0	0.138	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	30	0.088
CO <sub>2</sub>	(298K)	0.164	CH <sub>3</sub> OH	0	0.132
NH <sub>3</sub>	0	0.198	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0	0.102
CS <sub>2</sub>	0	0.089	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0	0.0778

对于气体 A 在气体 B 中(或气体 B 在气体 A 中)的扩散系数，可以按福勒(Fuller)等人提出的半经验公式进行估算，即

$$D = \frac{1.00 \times 10^{-7} T^{1.75} \left( \frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}}{p [(\sum v_A)^{1/3} + (\sum v_B)^{1/3}]^2}$$

(8-37)

式中  $D$ ——A、B 二元气体的扩散系数， $\text{m}^2/\text{s}$ ；  
 $p$ ——气体的总压， $\text{atm}$ ( $1\text{atm} = 101.3\text{kPa}$ )；  
 $T$ ——气体的温度， $\text{K}$ ；  
 $M_A, M_B$ ——组分 A、B 的相对分子质量；

$\sum v_A, \sum v_B$ ——组分 A、B 的分子扩散体积， $\text{cm}^3/\text{mol}$ ，一般有机化合物按化学分子式由表 8-2 中的原子扩散体积  $v$  相加而得，某些简单物质的分子扩散体积在表 8-2 中直接列出。

表 8-2 原子扩散体积与分子扩散体积

原子体积(v)(已列出分子扩散体积的,以后者为准)/cm <sup>3</sup> ·mol <sup>-1</sup>							
C	16.5	O	5.48	Cl	19.5	苯环	-20.2
H	1.98	N	5.69	S	17.0	杂环	-20.2
简单分子的扩散体积(Σv)/cm <sup>3</sup> ·mol <sup>-1</sup>							
H <sub>2</sub>	7.07	空气	20.1	CO	18.9	NH <sub>3</sub>	14.9
He	2.88	Ar	16.1	CO <sub>2</sub>	26.9	Cl <sub>2</sub>	37.7
N <sub>2</sub>	17.9	Kr	22.8	N <sub>2</sub> O	35.9	Br <sub>2</sub>	67.2
O <sub>2</sub>	16.6	Xe	37.9	H <sub>2</sub> O	12.7	SO <sub>2</sub>	41.1

式(8-37)比较简单,而且其准确性也比较符合实际要求,误差一般不超过10%。此式可用于常温及高温,但不适用于低温;组成变化对其影响也很小。由式(8-37)可得出温度和压力对气体扩散系数的影响,即对于一定的气体,可由下式根据已知温度 $T_0$ 和压力 $p_0$ 下的扩散系数 $D_0$ ,计算温度 $T$ 和压力 $p$ 下的扩散系数 $D$ 。

$$D = D_0 \left( \frac{p_0}{p} \right) \left( \frac{T}{T_0} \right)^{1.75}$$

(8-38)

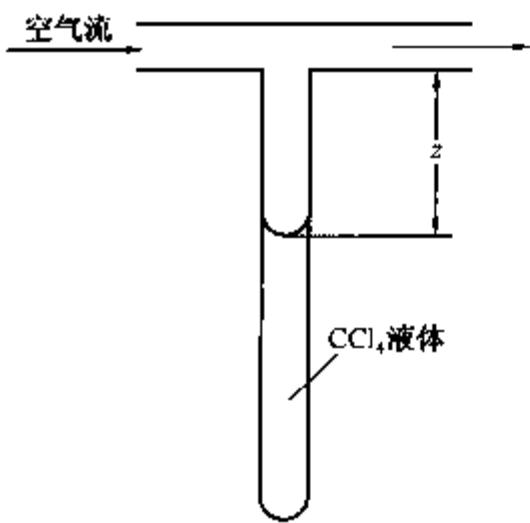


图 8-5 例 8-4 附图 1

【例 8-4】为了测定 CCl<sub>4</sub> 蒸气在空气中的扩散系数,采用图 8-5 所示的实验装置,该装置处于恒温条件下。将 CCl<sub>4</sub> 液体盛于垂直细管中,让空气从水平管中快速通过,以保证垂直管口处空气中的 CCl<sub>4</sub> 分压接近零<sup>1</sup>,又因界面处气、液两相随时处于平衡状态,故界面处气相中 CCl<sub>4</sub> 分压为液体 CCl<sub>4</sub> 在该温度下的饱和蒸气压。CCl<sub>4</sub> 液体的汽化使扩散距离 $z$ 不断增加。实验在 101.3kPa、48℃ 下进行,测得的时间 $\theta$ 和扩散距离 $z$ 之间的关系列于本题附表中。已知 48℃ 下 CCl<sub>4</sub> 液体的饱和蒸气压 $p_A^* = 37.6\text{kPa}$ , CCl<sub>4</sub> 液体的密度 $\rho_L = 1540\text{kg/m}^3$ 。试求在 101.3kPa、48℃ 条件下 CCl<sub>4</sub> 蒸气在空气中的扩散系数。

例 8-4 附表

时间( $\theta$ )/ks	扩散距离( $z$ )/mm	$z^2/\text{mm}^2$	时间( $\theta$ )/ks	扩散距离( $z$ )/mm	$z^2/\text{mm}^2$
0	10( $z_0$ )	100( $z_0^2$ )	46.7	40	1600
9.34	20	400	74.8	50	2500
24.9	30	900	109.0	60	3600

解: 可以认为垂直管中的气体不受管口外水平管中空气流动的影响,故 CCl<sub>4</sub> 蒸气由液面向管口传递可看作是 CCl<sub>4</sub> 蒸气通过停滞的空气层的扩散,若用 A 代表 CCl<sub>4</sub>, B 代表空气,则 CCl<sub>4</sub> 的传质速率可用式(8-32)计算,即

$$N_A = \frac{pD}{RT\delta} \ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}}$$

(1)

式中  $p_{B1}$ ——液面处空气的分压,  $p_{B1} = p - p_A^*$ , kPa;  
 $p_{B2}$ ——管口处空气的分压,  $p_{B2} = p$ , kPa。

则

$$N_A = \frac{pD}{RTz} \ln \frac{p}{p - p_A^*}$$

(2)

设  $F$  为细管的截面积, 随着  $\text{CCl}_4$  液体的汽化, 液面下降而扩散距离  $z$  增加, 在微分时间  $d\theta$  时间内液面下降了  $dz$ , 相应的  $\text{CCl}_4$  汽化量为  $\frac{\rho_L F dz}{M_A}$ , 应等于  $\text{CCl}_4$  扩散出管口的量, 即

$$FN_A d\theta = \frac{\rho_L F dz}{M_A}$$

或

$$N_A = \frac{\rho_L dz}{M_A d\theta} \tag{3}$$

式中  $M_A$ —— $\text{CCl}_4$  的相对分子质量。

比较(2)、(3)式, 可得

$$\frac{pD}{RTz} \ln \frac{p}{p-p_A^*} = \frac{\rho_L}{M_A} \frac{dz}{d\theta}$$

根据题设条件, 对上式进行积分, 有

$$\frac{M_A pD}{\rho_L RT} \ln \frac{p}{p-p_A^*} \int_0^\tau d\theta = \int_{z_0}^z z dz \tag{4}$$

即

$$z^2 = \frac{2M_A pD}{\rho_L RT} \ln \frac{p}{p-p_A^*} \theta + z_0^2 \tag{5}$$

上式为一直线方程, 在直角坐标纸上以  $z^2$  为纵坐标, 以  $\theta$  为横坐标进行标绘得斜率为  $\frac{2M_A}{\rho_L}$

$\frac{pD}{RT} \ln \frac{p}{p-p_A^*}$ 、截距为  $z_0^2$  的一条直线, 如图 8-6

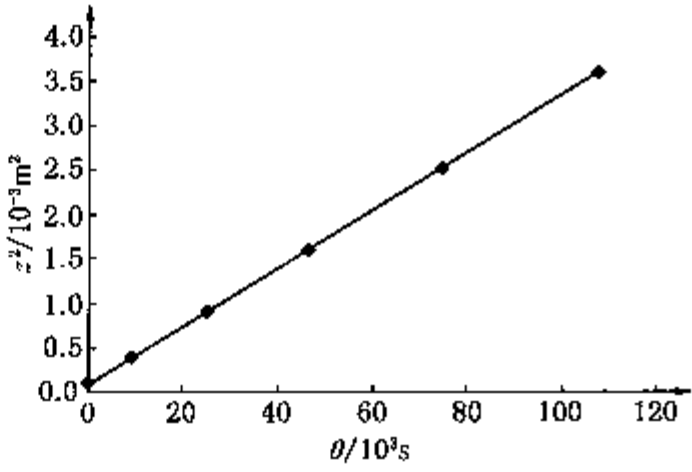


图 8-6 例 8-4 附图 2

所示, 由直线的斜率可求出扩散系数  $D$ 。从图中

得到斜率为  $\frac{2M_A pD}{\rho_L RT} \ln \frac{p}{p-p_A^*} = 3.21 \times 10^{-3}$ , 所以扩散系数为

$$D = \frac{3.21 \times 10^{-3}}{\frac{2M_A p}{\rho_L RT} \ln \frac{p}{p-p_A^*}} = \frac{3.21 \times 10^{-3}}{\frac{2 \times 154}{1540} \times \frac{101.3}{8.314 \times 321} \ln \frac{101.3}{101.3 - 37.6}} = 9.12 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

即在 101.3kPa、48℃ 条件下  $\text{CCl}_4$  蒸气在空气中的扩散系数为  $9.12 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ 。

(二) 组分在液体中的扩散系数

组分在液体中的扩散系数比在气体中的扩散系数小得多, 这是因为液体中的分子比气体中的分子密集得多, 分子运动受限所致。组分在液体中的浓度对其扩散系数有较大的影响, 一般手册中所列数据均为稀溶液中的扩散系数。表 8-3 中列出了几种物质在水中(稀溶液时)的扩散系数, 可以看出组分在液体中的扩散系数数量级约为  $10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ 。

表 8-3 稀溶液时物质在水中的扩散系数

物质	温度/K	扩散系数/ $10^{-9} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$	物质	温度/K	扩散系数/ $10^{-9} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$	物质	温度/K	扩散系数/ $10^{-9} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
$\text{H}_2$	293	5.131	$\text{O}_2$	293	1.80	正丁醇	288	0.77
He	293	6.8	$\text{N}_2$	293	1.639	醋酸	288	0.91
CO	293	2.03	$\text{NH}_3$	293	1.761	丙酮	293	1.16
$\text{CO}_2$	293	1.769	甲醇	288	1.28	苯	293	1.02
$\text{Cl}_2$	298	1.44	乙醇	288	1.00	苯甲酸	298	1.00

关于物质在液体中的扩散理论及实验测量还不成熟，因此估算液体中扩散系数的半经验公式也不如气体中的可靠。对于低相对分子质量的非电解质稀溶液，Wilke - Chang 提出了一个较为普遍使用的溶质扩散系数公式，即

$$D_{AS} = \frac{7.4 \times 10^{-8} (\phi M_S)^{0.5} T}{\mu v_A^{0.6}}$$

(8 - 39)

式中  $D_{AS}$ ——溶质 A 在溶剂 S 中的扩散系数， $\text{cm}^2/\text{s}$ ；  
 $T$ ——溶液的温度，K；  
 $\mu$ ——溶剂的黏度， $\text{mPa} \cdot \text{s}$ ；  
 $M_S$ ——溶剂 S 的相对分子质量；  
 $v_A$ ——溶质 A 在正常沸点下的摩尔体积， $\text{cm}^3/\text{mol}$ 。可按纯液体在正常沸点下的密度计算，也可以由表 8 - 4 所列的原子体积相加求出。当溶质为水时， $v_A$  可取  $75.6 \text{cm}^3/\text{mol}$ ；  
 $\phi$ ——溶剂的缔合参数，某些溶剂的缔合参数为：水为 2.6，甲醇为 1.9，乙醇为 1.5，苯、乙醚等非缔合溶剂等均取为 1.0。

表 8 - 4 某些物质在正常沸点下的原子体积与摩尔体积

原子体积( $v$ ) (已列出分子扩散体积的，以后者为准)/ $\text{cm}^3 \cdot \text{mol}^{-1}$					
C	14.8	S	25.6	O 甲酯、甲醚中	9.1
H	3.7	苯环	- 15	乙酯、乙醚中	9.9
F	8.7	萘环	- 30	多碳酯、醚中	11.0
Cl	24.6	N 伯胺( $-\text{NH}_2$ ) 中	10.5	酸类( $-\text{OH}$ ) 中	12.0
Br	27	仲胺( $-\text{NH}-$ ) 中	12.0	与 S、O、N 相连	8.3
I	37	其他情况	15.6	其他情况	7.4
摩尔体积/ $\text{cm}^3 \cdot \text{mol}^{-1}$					
H <sub>2</sub>	14.3	CO	30.7	NO	23.6
O <sub>2</sub>	25.6	CO <sub>2</sub>	34.0	N <sub>2</sub> O	36.4
N <sub>2</sub>	31.2	SO <sub>2</sub>	44.8	Cl <sub>2</sub>	48.4
空气	29.9	H <sub>2</sub> S	32.9	Br <sub>2</sub>	53.2
NH <sub>3</sub>	25.8	COS	51.58	I <sub>2</sub>	71.5

对水溶液而言，式(8 - 39)的计算值与实测值之间的误差约为 12%；对非水溶液，误差高达 25%。建议使用范围为： $T$  为 278 ~ 313K； $v_A$  小于  $500 \text{cm}^3/\text{mol}$ 。由式(8 - 39)可以得到非电解质在稀溶液中的扩散系数与温度、黏度之间的关系为

$$D = D_0 \left( \frac{T}{T_0} \right) \left( \frac{\mu_0}{\mu} \right)$$

(8 - 40)

电解质的分子在溶液中可离解成阳离子和阴离子，由于离子尺寸比较小，所以扩散要比非电解质的分子快得多。

【例 8 - 5】试用 Wilke - Chang 扩散系数计算公式估算 20℃ 和 40℃ 下丙酮在其稀水溶液中的扩散系数。并与表 8 - 3 中的数据进行比较。

解：20℃ 水的黏度为  $1.005 \text{mPa} \cdot \text{s}$ ，40℃ 水的黏度为  $0.653 \text{mPa} \cdot \text{s}$ 。由表 8 - 4 可以算出丙酮的摩尔体积为：

$$v_A = 3v_C + 6v_H + v_O = 3 \times 14.8 + 6 \times 3.7 + 7.4 = 74.0 \text{cm}^3/\text{mol}$$

溶剂水的缔合参数  $\phi = 2.6$ ,  $M_s = 18$ 。将  $20^\circ\text{C}$  ( $293\text{K}$ ) 数据代入式(8-39)得到

$$D_{AS} = \frac{7.4 \times 10^{-8} (2.6 \times 18)^{0.5} \times 293}{1.005 \times 74^{0.6}} = 1.12 \times 10^{-5} \text{cm}^2/\text{s}$$

$40^\circ\text{C}$  ( $313\text{K}$ ) 时的扩散系数可由式(8-40)得到

$$D_{AS} = 1.12 \times 10^{-5} \left( \frac{313}{293} \right) \left( \frac{1.005}{0.653} \right) = 1.83 \times 10^{-5} \text{cm}^2/\text{s}$$

由表 8-3 查得  $293\text{K}$  下丙酮在其稀水溶液中的扩散系数为  $1.16 \times 10^{-5} \text{cm}^2/\text{s}$ , 与本题计算值  $1.12 \times 10^{-5} \text{cm}^2/\text{s}$  相比, 误差  $-3.45\%$ , 误差不大。

### 四、对流传质

#### (一) 对流传质

前已述及, 由于分子运动引起某组分由高浓度处向低浓度处的物质传递现象, 称为分子扩散; 而由于流体质点或微团的涡流运动引起的某组分由高浓度处向低浓度处传递的现象, 称为对流扩散(或涡流扩散)。但在实际传质工程中, 通常把运动流体与固体壁面之间或不互溶的两运动流体之间发生的质量传递, 称为对流传质。

#### (二) 对流传质膜模型

在有对流扩散存在的情况下, 对流传质通量可以用式(8-20)进行描述, 但由于对流扩散系数  $D_E$  难以得到, 使计算变得不易进行。在解决对流传热问题中提出有效传热膜的膜模型, 同样适用于对流传质过程。

如图 8-7 所示, 假设用一块溶解度很小的固体(如苯甲酸)做成平板, 大量纯水沿平行于平板方向湍流流动。苯甲酸(A)在壁面溶解, 然后在垂直于流动方向上向水流主体中传递。该质量传递过程就是典型的流动流体与固体壁面之间进行的对流传质。在图 8-7 中, 横轴表示流体离开固体壁面的距离  $z$ , 纵轴表示溶质 A 的浓度。

当溶质 A 从壁面上溶解, 在壁面处形成浓度为  $c_{A1}$  较高的溶液, 溶质 A 在浓度差的作用下不断向流体传递, 在沿  $z$  方向浓度降低, 至流体主体溶质 A 的浓度为  $c_{A2}$ 。在稳定的传质过程条件下, 各截面处的传质速率相等, 其浓度分布如图中的曲线  $FGHI$  所示。该浓度分布可分为三部分: 在紧靠固体壁面附近的层流底层  $\delta$  厚度内, 传质仅由分子扩散引起, 不存在涡流, 涡流扩散系数  $D_E$  为零, 浓度分布呈直线关系(浓度很低且为单向扩散时如此, 如图中的  $FG$ ); 在层流层外缘至流体主体的区域, 属于流体流动由层流向湍流过渡的区域, 传质由分子扩散和对流扩散共同引起, 传质速率增大, 浓度沿  $z$  方向变化较缓, 分布呈曲线变化(如图中的  $GH$ ); 在湍流的流体主体中, 由于湍流程度加强, 传质主要由对流扩散引起, 分子扩散可以忽略, 大量涡旋的存在使流体中各处的浓度相同, 浓度分布变为水平直线(如图中  $HI$ )。

为了计算方便, 假设在固体壁面附近存在一厚度为  $\delta_L$  的流体层, 浓度差或传质推动力全部集中在该厚度的流体层中, 当然传质阻力也全部集中在该区域。延长层流底层浓度分布

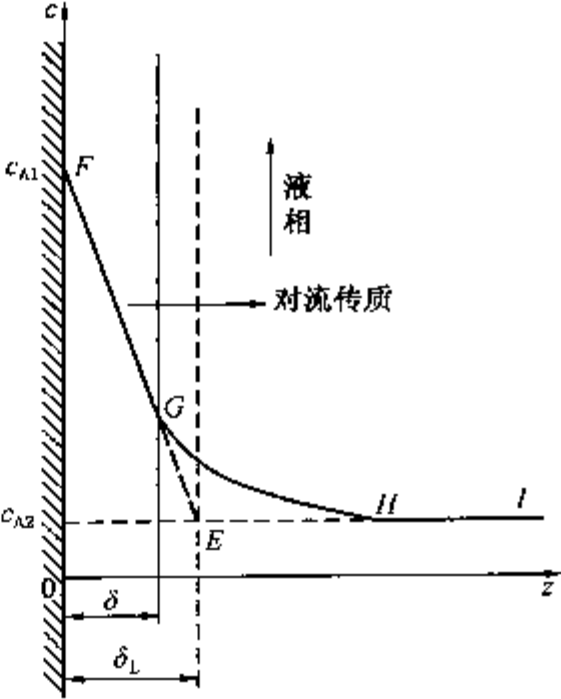


图 8-7 流体与固体壁面对流传质浓度分布及有效膜厚

直线  $FG$  和流体主体浓度分布线  $IH$ , 得交点  $E$ , 此交点与固体壁面之间的距离即为虚拟层流膜层厚度(如图中虚线所示)。把壁面与流体主体之间的对流传质看作是层流膜层  $\delta_L$  中的分子扩散来处理计算, 这种处理对流传质过程的物理模型, 称为对流传质的膜模型。该模型把复杂的对流传质过程简化成简单的单向分子扩散过程。

### (三)对流传质速率

对于单向分子扩散, 其传质速率可以用式(8-35)计算, 即

$$N_A = \frac{D_L}{\delta_L} \left( \frac{c}{c_{Sm}} \right) (c_{A1} - c_{A2}) \quad (8-41)$$

$$c_{Sm} = \frac{c_{S2} - c_{S1}}{\ln \frac{c_{S2}}{c_{S1}}} \quad (8-42)$$

式中  $N_A$ ——溶质 A 在界面与液相主体之间的对流传质速率,  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;

$D_L$ ——溶质 A 在液相膜中的扩散系数,  $\text{m}^2/\text{s}$ ;

$c_{Sm}$ ——界面与液相主体中溶剂 S 浓度的对数平均值,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;

$\delta_L$ ——液相有效层流膜层厚度,  $\text{m}$ ;

$c_{A1}, c_{A2}$ ——界面处和液相主体中 A 组分的浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;

$c_{S1}, c_{S2}$ ——界面处和液相主体中溶剂 S 的浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ 。

同理, 界面与气相之间的对流传质速率可按式(8-33)计算, 即

$$N_A = \frac{D_G}{RT\delta_G} \left( \frac{p}{p_{Bm}} \right) (p_{A1} - p_{A2}) \quad (8-43)$$

$$p_{Bm} = \frac{p_{B2} - p_{B1}}{\ln \frac{p_{B2}}{p_{B1}}} \quad (8-44)$$

式中  $N_A$ ——溶质 A 在界面与气相主体之间的对流传质速率,  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;

$D_G$ ——溶质 A 在气相膜中的扩散系数,  $\text{m}^2/\text{s}$ ;

$p_{Bm}$ ——界面处和气相主体中组分 B 的分压的对数平均值,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;

$\delta_G$ ——气相有效层流膜层厚度,  $\text{m}$ ;

$p_{A1}, p_{A2}$ ——界面处和气相主体中 A 组分的分压,  $\text{kPa}$ ;

$p_{B1}, p_{B2}$ ——界面处和气相主体中 B 组分的分压,  $\text{kPa}$ 。

然而式(8-41)和式(8-43)中的有效层流膜层厚度  $\delta_L$ 、 $\delta_G$  多属未知, 因此对流传质速率难以从上述式子计算出来。仿照计算对流传热速率的牛顿冷却定律, 将对流传质速率写成传质系数与传质推动力乘积的形式, 即

$$\text{界面与液体之间的对流传质速率} \quad N_A = k_L (c_{A1} - c_{A2}) \quad (8-45)$$

$$\text{界面与气体之间的对流传质速率} \quad N_A = k_G (p_{A1} - p_{A2}) \quad (8-46)$$

式中  $k_L$ ——液相对流传质系数(以浓度差为推动力),  $\text{m}/\text{s}$ ;

$k_G$ ——气相对流传质系数(以分压差为推动力),  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ 。

式(8-45)、式(8-46)是将一相的界面浓度和主体的浓度差作为对流传质的推动力, 而将其他影响对流传质的因素都包含在液相(或气相)对流传质系数之中。对流传质系数  $k_L$ 、 $k_G$  常简称为气、液相传质系数。对流传质系数与对流传热系数类似, 取决于物系的性质、界面特征尺寸、流体流动状态等因素, 对流传质系数可以通过建立在实验数据基础上的经验



关联式进行计算，有关问题将在第九章介绍。

根据膜模型，比较式(8-41)、式(8-45)及式(8-43)、式(8-45)可得到单相扩散时，

液相传质系数 
$$k_L = \frac{D_L}{\delta_L} \left( \frac{c}{c_{sm}} \right) \quad (8-47)$$

气相传质系数 
$$k_G = \frac{D_G}{RT\delta_G} \left( \frac{p}{p_{Bm}} \right) \quad (8-48)$$

对于等分子反向扩散，则有

$$k_L = \frac{D_L}{\delta_L} \quad (8-49)$$

$$k_G = \frac{D_G}{RT\delta_G} \quad (8-50)$$

由式(8-47)至式(8-50)可知，根据膜模型，对流传质系数与扩散系数的一次方成正比，至于诸如密度、黏度及流动状况等影响因素，都归入有效层流膜层厚度中，因此由式(8-47)至式(8-50)难以求出对流传质系数  $k_L$ 、 $k_G$ 。

### 第三节 质量、热量和动量传递的类比

#### 一、动量、热量、质量传递的本质

当在垂直于层流流体流动方向上同时存在速度梯度、温度梯度和浓度梯度时，则在垂直于层流流体流动方向上同时存在动量传递、热量传递和质量传递(简称“三传”)，这三种传递都是由于分子运动造成的，因此都属于分子传递。也就是说分子在运动的过程中，同时完成了动量传递、热量传递和质量传递，所以三传之间必定存在着一定的联系。同样，当固体壁面与平行于壁面湍流流动流体之间同时存在速度梯度、温度梯度和浓度梯度时，则在固体壁面与平行于壁面湍流流动流体之间同时存在三传。此时，三传皆由分子运动和流体质点的涡流造成的，也就是说在分子运动和流体质点涡流的过程中，同时完成了三传。所以，无论是分子传递还是对流传递，三传之间都必定存在着一定的联系。“三传”的本质是分子运动和流体质点的涡流。

#### 二、动量、热量、质量传递的类比

如图8-8所示，当湍流流体沿固体壁面流动时，除主流方向的运动外，还叠加着复杂的流体质点的涡流及脉动现象。流体质点的涡流及脉动，造成在垂直于流体流动方向上的“三传”。

假设：动量、热量与质量传递均是由于湍流流体的涡流引起，不计分子传递；壁面速度、温度和浓度分别为  $u_w$  ( $u_w=0$ )、 $t_w$  和  $c_{Aw}$ ，流体主体速度、温度和浓度分别为  $u_0$ 、 $t_0$  和  $c_{A0}$ ，流体平均速度、平均温度和平均浓度分别为  $u_m$ 、 $t_m$  和  $c_{Am}$ ； $u_m$ 、 $t_m$  和  $c_{Am}$  在流体中位于同一位置，即距壁面  $z_m$  处；流体的各种物性参数均为常数。

##### (一) 传递速率方程式

流体与固体壁面之间进行的各种传递速率分别为：

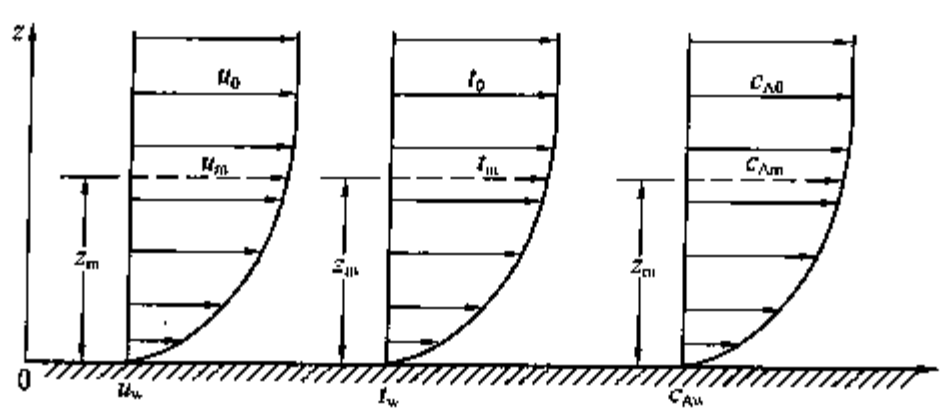


图 8-8 湍流引起的动量、热量与质量传递

动量传递速率 动量传递速率即为固体壁面所受流体的摩擦剪应力  $\tau_w$ ，即

$$\tau_w = \frac{\lambda}{8} \rho u_m^2 \tag{8-51}$$

热量传递速率  $q_w = \alpha(t_m - t_w)$  (8-52)

质量传递速率  $N_{A,w} = k(c_{Am} - c_{Aw})$  (8-53)

(二) 衡算传递速率方程式

依据假设，在  $\theta$  时间内有  $dV$  体积的流体，在  $z_m$  处流体层与固体壁面之间通过  $dF$  面积进行交换，则因此导致的三种传递的速率可通过动量衡算、热量衡算和质量衡算得到，分别为

动量传递速率  $\tau_w = \rho u_m \frac{dV}{\theta dF}$  (8-54)

热量传递速率  $q_w = \rho C_p (t_m - t_w) \frac{dV}{\theta dF}$  (8-55)

质量传递速率  $N_{A,w} = (c_{Am} - c_{Aw}) \frac{dV}{\theta dF}$  (8-56)

式中  $\rho$ ——流体的密度， $\text{kg/m}^3$ ；  
 $C_p$ ——流体的定压比热容， $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ 。

(三) 动量、热量、质量传递的类比关系式

将式(8-51)与式(8-52)相比、式(8-54)与式(8-55)相比分别得到

$$\frac{\tau_w}{q_w} = \frac{\lambda \rho u_m^2}{8 \alpha (t_m - t_w)} \tag{8-57}$$

$$\frac{\tau_w}{q_w} = \frac{u_m}{C_p (t_m - t_w)} \tag{8-58}$$

将式(8-57)与式(8-58)相等，得到

$$\frac{\lambda}{8} = \frac{\alpha}{\rho u_m C_p} \tag{8-59}$$

同理，由式(8-51)与式(8-53)、式(8-54)与式(8-56)相比，所得两式相等得到

$$\frac{\lambda}{8} = \frac{k}{u_m} \tag{8-60}$$

由式(8-59)与式(8-60)可得到

$$\frac{\lambda}{8} = \frac{\alpha}{\rho u_m C_p} = \frac{k}{u_m} \tag{8-61}$$

式(8-59)为动量传递与热量传递之间的类比式,称为雷诺类比,是雷诺(Reynold)在1874年提出来的。式(8-61)为动量、热量、质量传递之间的类比式,通称为雷诺类比。

上式中 $\frac{\alpha}{\rho u_m C_p}$ 是无因次的数群,令其为斯坦顿数(Stanton number),用符号  $St$  表示,即

$$St = \frac{\alpha}{\rho u_m C_p} = \frac{Nu}{Re \cdot Pr} \quad (8-62)$$

无因次的数群 $\frac{k}{u_m}$ 称为传质斯坦顿数,用符号  $St'$  表示。 $St'$ 还可以通过舍伍德数(Sherwood number)  $Sh = kl/D$ (相当于传热中的努塞尔数  $Nu$ ,式中  $l$  为特征尺寸,  $D$  为扩散系数)、雷诺数和施密特数(Schmit number)  $Sc$ ( $Sc = \frac{\mu}{\rho D}$ ,相当于传热中的普朗德数  $Pr$ )来表示,即

$$St' = \frac{k}{u_m} = \frac{Sh}{Re \cdot Sc} \quad (8-63)$$

因此,式(8-61)又可以写为

$$\frac{\lambda}{8} = St = St' \quad (8-61a)$$

实验证明,当普朗德数  $Pr \approx 1$  及只考虑壁面摩擦阻力、无形体阻力时,式(8-61)中动量、热量传递之间的类比式与实际相符,即适用于湍流气体的类比,对于液体一般不适用。而对于动量与质量传递之间的类比关系,则只有当施密特数  $Sc \approx 1$  及只考虑壁面摩擦阻力时才适用。无论是气体还是液体都很难满足  $Sc \approx 1$  这一条件,故雷诺类比对传质的应用有很大局限性。虽然三传之间的雷诺类比直接用于计算有很大的局限性,但其重要的意义在于为研究三传之间的联系提供了一种方法和思想。只要能够找到产生局限性的原因,并加以修正,就能提供可供应用的三传类比关系式。

研究证明,雷诺类比应用的局限性是由于只考虑了流体质点的涡流产生的传递,忽略了分子传递,是一个单层结构模型。在实际传递过程中,壁面处层流底层中的分子传递阻力对整个传递有很大的影响,不能忽略。普朗德(Prandtl)和卡曼(Karman)对此进行研究,提出了相应的类比关系式。

在化工计算中,应用最为广泛也最成功的类比是切尔顿-柯尔本(Chilton-Colburn)类比式。该类比式是根据层流和湍流状态下气体及液体的流动、传热和传质的实验数据得到的,其关系式如下

$$\frac{\lambda}{8} = St \cdot Pr^{\frac{2}{3}} = St' \cdot Sc^{\frac{2}{3}} \quad (8-64)$$

式中  $St \cdot Pr$  也称传热  $j$  因子,用  $j_H$  表示

$$j_H = St \cdot Pr^{\frac{2}{3}} = \frac{Nu}{Re \cdot Pr^{\frac{1}{3}}} \quad (8-65)$$

而  $St' \cdot Sc^{\frac{2}{3}}$  也称传质  $j$  因子,用  $j_M$  表示

$$j_M = St' \cdot Sc^{\frac{2}{3}} = \frac{Sh}{Re \cdot Sc^{\frac{1}{3}}} \quad (8-66)$$

因此,式(8-64)也可写为

$$\frac{\lambda}{8} = j_H = j_M \quad (8-67)$$

式(8-64)和式(8-67)的适用条件是:  $0.6 < Sc < 3000$ ,  $0.6 < Pr < 100$ , 定性温度取壁面温度与流体温度的算术平均值, 只有壁面摩擦阻力, 无形体阻力。

有了这些关系式, 就可以通过一种传递过程的数据, 确定另一种传递过程的未知数据。例如可以通过容易得到的摩擦阻力系数的测定, 确定较难得到的对流传热系数及传质系数, 使复杂的问题通过简单的方法解决。

**【例8-6】** 空气在 101.3kPa 及 320K 的条件下, 以 8m/s 的速度进入内径 50mm、长度 2m 的换热管中, 全管压降为 33Pa。若忽略温度变化的影响, 定压比热容  $C_p$  可取为 1010J/(kg·K), 试求气体向壁面传热的对流传热系数。

解: 由摩擦阻力计算公式可知, 换热管中由于流体流动引起的压降为

$$\Delta p_f = \lambda \frac{l}{d} \frac{\rho u_m^2}{2}$$

所以

$$\frac{\lambda}{8} = \frac{\Delta p_f}{\rho u_m^2} \frac{d}{4l}$$

将上式代入式(8-59)中, 可得

$$\frac{\alpha}{\rho u_m C_p} = \frac{\Delta p_f}{\rho u_m^2} \frac{d}{4l}$$

于是

$$\alpha = \frac{\Delta p_f C_p}{u_m} \frac{d}{4l}$$

忽略温度变化对管内流速的影响, 取  $u_m$  为管入口处的值, 即  $u_m = 8\text{m/s}$ , 则对流传热系数为

$$\alpha = \frac{33 \times 1010}{8} \times \frac{0.05}{4 \times 2} = 26.04 \text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

### 符 号 说 明

#### 英文字母

$a$ ——质量分率, 无因次;  
 $\bar{a}$ ——质量比, 无因次;  
 $c$ ——总摩尔浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;  
 $c_i$ —— $i$  组分摩尔浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;  
 $C_p$ ——定压比热容,  $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ ;  
 $D$ ——扩散系数,  $\text{m}^2/\text{s}$ ;  
 $F$ ——面积,  $\text{m}^2$ ;  
 $J$ ——摩尔扩散通量,  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;  
 $k$ ——传质系数(以浓度差为推动力),  $\text{m/s}$ ;  
 $k_G$ ——气相传质系数,  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ ;  
 $k_L$ ——液相传质系数,  $\text{m/s}$ ;  
 $m$ ——质量,  $\text{kg}$ ;  
 $M$ ——相对分子质量;

$n$ ——摩尔数,  $\text{kmol}$ ;  
 $N$ ——传质通量(或传质速率),  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;  
 $p$ ——气体压力,  $\text{kPa}$ ;  
 $Pr$ ——普朗德数, 无因次;  
 $R$ ——通用气体常数,  $\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$ ;  
 $Re$ ——雷诺数, 无因次;  
 $Sc$ ——施密特数, 无因次;  
 $Sh$ ——舍伍德数, 无因次;  
 $St$ ——斯坦顿数, 无因次;  
 $St'$ ——传质斯坦顿数, 无因次;  
 $t$ ——温度,  $^{\circ}\text{C}$ ;  
 $T$ ——温度,  $\text{K}$ ;  
 $u$ ——速度,  $\text{m/s}$ ;  
 $v$ ——原子扩散体积或分子扩散体积,  $\text{cm}^3/\text{mol}$ ;

$x$ ——液相摩尔分率，无因次；  
 $X$ ——液相摩尔比，无因次；  
 $y$ ——气相摩尔分率，无因次；  
 $Y$ ——气相摩尔比，无因次；  
 $z$ —— $z$  方向距离， $m$ 。

#### 希腊字母

$\alpha$ ——对流传热系数， $W/(m^2 \cdot K)$ ；  
 $\delta$ ——气膜(或液膜)厚度， $m$ ；  
 $\theta$ ——时间， $s$ ；  
 $\lambda$ ——摩擦阻力系数，无因次；  
 $\mu$ ——黏度， $mPa \cdot s$ ；  
 $\rho$ ——密度， $kg/m^3$ ；质量浓度， $kg/m^3$ ；

$\tau$ ——剪切应力， $N/m^2$ 。

#### 下标

A——组分 A 的；  
B——组分 B 的；  
 $i$ ——某组分；  
 $j$ ——某组分；  
E——涡流的；  
G——气相的；  
L——液相的；  
 $m$ ——平均的；  
S——溶剂的；  
w——壁面的。

### 参 考 文 献

- [1] 时钧等. 化学工程手册. 第二版. 北京: 化学工业出版社, 1996
- [2] 柴诚敬主编. 化工原理(下册). 北京: 高等教育出版社, 2006
- [3] 天津大学等合编. 化工传递过程. 北京: 化学工业出版社, 1993
- [4] 谭天恩, 麦本熹, 丁惠华编著. 化工原理(下册). 第二版. 北京: 化学工业出版社, 1994
- [5] Geankoplis C J. Transport of Unit Operations. Allyn and Bacon Inc, 1978
- [6] Robert H Perry, Don W Green. Perry's Chemical Engineers' Handbook. 7th ed. New York: McGraw - Hill Inc, 2001

### 习 题

1. 在吸收塔中用清水吸收空气-氨混合气体中的氨，已知进塔混合气体中氨的含量为 5.0% (质量分率，下同)，吸收后出塔尾气中氨含量为 0.15%。试计算进、出塔气体中氨的摩尔百分率( $y_1$ 、 $y_2$ )、质量比( $\bar{a}_1$ 、 $\bar{a}_2$ )、摩尔比( $Y_1$ 、 $Y_2$ )组成各为多少？

2. 实测得到二氧化硫( $SO_2$ )与水在 30℃ 下的平衡数据为

$\bar{a}/gSO_2 \cdot (100gH_2O)^{-1}$	0.1	0.2	0.3	0.5	0.7	1.0	1.5
$p_{SO_2}/mmHg$	4.7	11.8	19.5	36	52	79	125

试求总压为 101.3kPa(绝压)下的  $x-y$  关系，并绘出  $x-y$  关系图。

3. 试用 Fuller 等人的气体中扩散系数计算公式分别估算 20℃、101.3kPa 条件下氨和二氧化硫在空气中的扩散系数，并与表 8-1 中能查到的数据进行比较。

4. 试估算 25℃ 下  $CCl_4$  在很稀的苯溶液中的扩散系数，并与实测数据进行比较，实测数据为  $1.92 \times 10^{-5} cm^2/s$ 。

5. 一浅盘中存有 2mm 厚的水层，在 25℃ 及 101.3kPa 条件下，以恒定分子扩散方式逐渐蒸发到大气中。假定扩散始终是通过厚度为 3mm 的静止空气层，该空气层外的水蒸气分压可以忽略，求盘中水蒸发完所需要的时间。扩散系数可由表 8-1 查取。

6. 在 0℃ 及 101.3kPa 条件下， $O_2$  和 CO 混合气体发生稳定的扩散。若相距 0.2cm 的两截面处  $O_2$  分压分别为 100mmHg 和 50mmHg，已知扩散系数为  $0.18 cm^2/s$ 。试分别计算在以

下两种情况下  $O_2$  的传质速率。

(1)  $O_2$  和 CO 两种气体作等分子反向扩散；

(2)  $O_2$  在停滞的 CO 气体中的单向扩散。

7. 空气在  $47^\circ\text{C}$  及  $101.3\text{kPa}$  条件下，以  $7\text{m/s}$  的初速度向下流过内径为  $40\text{mm}$ 、高度为  $1\text{m}$  的圆形直管段，该管段内壁被一层水膜所润湿，水温保持  $27^\circ\text{C}$ ，空气出该管段时的温度为  $40^\circ\text{C}$ 。假定空气只向水膜传热且水膜厚度可以忽略，试以柯尔本类比式计算空气流过该管段的压降及水汽化的传质系数。已知该管段空气的  $Pr = 0.70$ 、 $Sc = 0.61$ 。

## 第九章 蒸 馏

在石油化工生产过程中,常常需要将含有极其复杂组分的原料进行分离以便得到初步合格的产品和进一步加工的原料,例如将原油常压和减压蒸馏出直馏汽油、煤油、柴油、润滑油馏分和进一步深加工的原料。各种化学加工过程的反应产物都是混合物,需要将它们分离以便得到指定纯度的产品,例如催化重整产物的分离。通常分离操作包括蒸馏、吸收、萃取、蒸发和膜分离等,而在石油化学工业中最常见的分离方法是蒸馏。

蒸馏过程利用均相液体混合物中各组分饱和蒸气压的差异使各组分得以分离。在同一温度下,饱和蒸气压大的组分称之为轻组分,饱和蒸气压小的组分称之为重组分。

本章介绍蒸馏过程进行的原理、蒸馏塔的设计计算及操作因素的分析。塔的设计计算主要是塔操作的工艺条件的确定,如塔的操作压力、塔顶与塔底温度、塔顶与塔底产品量及组成、回流比、所需塔板数、进料位置等。其他如塔的主要工艺尺寸的确定、塔板类型的选择和主要结构尺寸的确定等则在另外的章节中加以讨论。

蒸馏可按操作方式的不同而分为简单蒸馏、平衡蒸馏、精馏和特殊精馏,按处理原料中组分数的多少可分为二元、多元及复杂蒸馏。

本章重点讲述二元理想混合物的连续蒸馏。尽管处理二元理想混合物的实例在工业上非常少,但它是所有蒸馏过程的重要基础。

### 第一节 二元理想溶液的气、液相平衡

由于混合物中各组分的饱和蒸气压不同,因此在汽化时所形成的气、液两相中轻、重组分组成的比值是各不相同的,将所得气相冷凝,则可使轻、重组分在一定程度上得以分离。当气、液两相达到平衡时,轻、重组分的分离即达到该条件下的极限。气、液两相组成与平衡状态组成的偏离程度则构成传质过程进行的推动力。因此气、液相平衡是分析蒸馏原理和蒸馏塔设计计算的基础。

理想溶液是指溶液中各分子之间的作用力相同,从宏观上来看,在组分混合时没有体积效应和热效应。所谓理想物系的意义是:液相为理想溶液,服从拉乌尔(Raoult)定律;气相为理想气体,服从道尔顿分压定律。

由拉乌尔定律知理想溶液上方的组分平衡蒸气压为:

$$p_i = p_i^0 x_i \quad (9-1)$$

对于二元物系

$$p_A = p_A^0 x_A \quad (9-2)$$

$$p_B = p_B^0 x_B = p_B^0 (1 - x_A) \quad (9-3)$$

式中  $p_A, p_B$ ——溶液上方组分 A 与 B 的平衡蒸气压, kPa;

$p_A^0, p_B^0$ ——纯 A 组分与纯 B 组分在平衡温度下的饱和蒸气压,它们是温度的单值函数, kPa;

$x_A, x_B$ ——溶液中 A 与 B 组分的摩尔分率。



由道尔顿定律:

$$p_A = y_A p \quad (9-4)$$

$$p_B = y_B p = (1 - y_A) p \quad (9-5)$$

式中  $p$ ——系统总压, kPa;

$y_A, y_B$ ——气相中组分 A 与 B 的摩尔分率。

## 一、低压下的气、液相平衡关系

### (一) 混合物的泡点和露点

对于纯物质来说,在一定压力下,从开始沸腾到全部汽化,其沸点是不变的。但对于液相混合物而言,从开始沸腾一直到全部汽化有一个温度范围,即随着液相量的不断减少,其汽化温度是不断变化的。同样,一个气相混合物在一定压力下冷凝也是如此,从开始冷凝到全部变成液体也有一个温度范围。通常把一个液相混合物在某压力下开始沸腾的温度称之为该液体在此压力下的泡点;而把气相混合物在某压力下开始冷凝的温度称为它在此压力下的露点。显然,即使气相混合物和液相混合物的组成相同,其露点与液相混合物的泡点也是不相同的,露点比泡点温度要高,其差别之大小则与物系性质、压力及组成有关。

### (二) 泡点方程

真正的二元理想物系在自然界是不存在的,但当形成液相混合物的组分分子具有相似的结构且相对分子质量很相近时,可以认为是理想溶液。当压力较低(如 300kPa 以下)而温度又不很高时,气相可认为是理想气体,此时拉乌尔及道尔顿定律均可适用。

当气、液两相达到平衡时,由式(9-2)及式(9-3)可得,

$$p_A + p_B = p_A^0 x_A + p_B^0 (1 - x_A)$$

考虑到

$$p_A + p_B = p$$

则

$$p_A^0 x_A + p_B^0 (1 - x_A) = p \quad (9-6)$$

由于纯组分的饱和蒸气压  $p_A^0, p_B^0$  是温度的单值函数,因此式(9-6)表示了二元理想溶液的  $p-t-x$  关系,即在一定压力下,饱和溶液组成与其泡点之间的关系,因此式(9-6)常称为低压下的泡点方程。

### (三) 相平衡方程

当气、液两相达到平衡时,由式(9-2)及式(9-4)可得

$$y_A = \frac{p_A^0}{p} x_A \quad (9-7)$$

同样由式(9-3)及式(9-5)可得

$$y_B = \frac{p_B^0}{p} x_B = \frac{p_B^0}{p} (1 - x_A) \quad (9-8)$$

式(9-7)和式(9-8)称为低压下理想物系的相平衡方程,常常把它们表示成更一般的形式:

$$y_A = K_A x_A \quad (9-9a)$$

$$y_B = K_B x_B = K_B (1 - x_A) \quad (9-9b)$$

式中  $K_A$  及  $K_B$  称为组分 A 及 B 的相平衡常数,与式(9-7)及式(9-8)比较可得

$$K_A = p_A^0 / p \quad (9-10a)$$

$$K_B = p_B^0 / p \quad (9-10b)$$

值得注意的是,虽然式(9-9a)及式(9-9b)是以一种简单的形式表达气、液平衡时气、

液相某一组分组成的关系。表面上看起来,  $K_A$  和  $K_B$  是一个比例常数, 但实际上并非如此, 它与系统的压力和温度有关, 对于非理想物系, 还与气液相组成有关。对于理想物系,

$$K = f(t, p) \quad (9-11)$$

由于相平衡方程实际上联系了 4 个参数, 即  $P$ 、 $t$ 、 $x$ 、 $y$  的关系, 由相律可知, 对于二元气液平衡系统, 在公式  $F = C - \varphi + 2$  中,  $C = 2$ ,  $\varphi = 2$ , 因此  $F = 2$ , 即若在一定范围内任意选择两个参数之后, 其他两个参数的值可由联解式(9-7)及式(9-8)确定。

#### (四) 露点方程

由式(9-7)及式(9-8),

$$x_A = \frac{P}{P_A^0} y_A$$

$$x_B = \frac{P}{P_B^0} y_B$$

两式相加, 并考虑到  $x_A + x_B = 1$ , 整理可得

$$\frac{y_A}{P_A^0} + \frac{y_B}{P_B^0} = \frac{1}{P} \quad (9-12)$$

式(9-12)表达了饱和气相组成、系统温度、压力之间的关系, 由于饱和气相的温度就是该气相组成在系统压力下的露点, 因此式(9-12)称为低压下的露点方程。在  $t$ 、 $p$ 、 $y$  三个参数中已知其中两个时, 可用该式来求第三个参数。

**【例 9-1】** 测得苯-甲苯二元精馏塔塔顶气相温度为  $82^\circ\text{C}$ , 气相中苯的摩尔分率为 0.95, 试计算塔顶的操作压力。苯(A)与甲苯(B)的饱和蒸气压  $P_A^0$ 、 $P_B^0$  (mmHg) 可按下述安托因 (Antoine) 方程计算 ( $1\text{mmHg} = 133.3\text{Pa}$ , 下同):

$$\lg P_A^0 = 6.89740 - \frac{1206.350}{t + 220.237}$$

$$\lg P_B^0 = 6.95334 - \frac{1343.943}{t + 219.377}$$

解: 已知气相组成、温度、应该用露点方程式求压力, 当  $t = 82^\circ\text{C}$  时, 可得

$$P_A^0 = 805 \text{ mmHg} = 107.3 \text{ kPa}$$

$$P_B^0 = 312 \text{ mmHg} = 41.6 \text{ kPa}$$

代入式(9-12)可求得

$$p = 99.4 \text{ kPa}$$

**【例 9-2】** 已知某苯-甲苯二元精馏塔塔底的操作压力为  $110\text{kPa}$ , 测得塔底温度为  $110^\circ\text{C}$ , 试求塔底液相组成。

解: 由题意知  $110^\circ\text{C}$  是塔底液相的泡点温度, 应该采用式(9-6)求解, 由式(9-6)解出  $x_A$  为

$$x_A = \frac{P - P_B^0}{P_A^0 - P_B^0} \quad (1)$$

当  $t = 110^\circ\text{C}$  时, 由例 9-1 的 Antoine 方程可得:

$$P_A^0 = 1756 \text{ mmHg} = 234 \text{ kPa}$$

$$P_B^0 = 747 \text{ mmHg} = 99.6 \text{ kPa}$$

代入式(1)

$$x_A = \frac{110 - 99.6}{234 - 99.6} = 0.077$$

【例 9-3】 已知苯-甲苯精馏塔进料段压力为 105kPa，进料中含苯 50% (摩尔分数)，如欲使进料在泡点下加入塔内，试求进料温度。

解：由式(9-6)

$$p_A^0 x_A + p_B^0 (1 - x_A) = p$$

可知，由于温度未知，故  $p_A^0$ 、 $p_B^0$  无法直接求出，需采用试差法，因为  $x_A = 0.5$ ，故初设温度可选择比两个组分的正常沸点的平均值。即  $t = \frac{80.1 + 110.6}{2} = 95.35^{\circ}\text{C}$ ，现取  $95^{\circ}\text{C}$ ，由例 9-1 中公式可以算得

$$p_A^0 = 1177\text{mmHg} = 157\text{kPa}$$

$$p_B^0 = 477\text{mmHg} = 63.5\text{kPa}$$

代入式(9-6)

$$p = 157 \times 0.5 + 63.5 \times 0.5 = 110\text{kPa} > 105\text{kPa}$$

重设温度  $93.5^{\circ}\text{C}$

$$p_A^0 = 1128\text{mmHg} = 150\text{kPa}$$

$$p_B^0 = 455\text{mmHg} = 60.6\text{kPa}$$

$$p = 150 \times 0.5 + 60.6 \times 0.5 = 105.3\text{kPa}$$

与题中所给的操作压力相对误差小于 1%，故认为进料温度即为  $93.5^{\circ}\text{C}$ 。

二、高压下的气、液相平衡关系

在液化气的分离和裂解气的深冷分离中，分离轻烃类化合物一般都在较高的压力下操作 (常为 0.5~40MPa)。此时气相不能看作理想气体混合物，道尔顿定律已不适用，低压下的拉乌尔定律也不适用，前面以理想物系为前提而推出的泡点方程式(9-6)，相平衡方程[式(9-7)、式(9-8)]和露点方程[式(9-12)]不能应用于高压。

在高压下，气、液相平衡系统的状态参数  $p$ 、 $t$ 、 $x$ 、 $y$  之间的关系仍为泡点方程 (联系  $p$ 、 $t$ 、 $x$  之间的关系)、相平衡方程 (联系  $p$ 、 $t$ 、 $x$ 、 $y$  之间的关系) 和露点方程 (联系  $p$ 、 $t$ 、 $y$  之间的关系)，只是各式中的相平衡常数不能由式(9-10a)及式(9-10b)来计算，而应采用高压下的相平衡常数来计算，否则会造成很大的误差。

表 9-1 列出在高压下几个常见的烃类按理想物系所计算的相平衡常数和实验数据的比较。

表 9-1 高压下按式(9-10a)计算的  $K$  值与实验值的比较

组 分	$t = 38^{\circ}\text{C}$ 时的 $K$ 值			
	$p = 3444.2\text{kPa}$		$p = 6888.4\text{kPa}$	
	按式(9-10a)计算值	实验值	按式(9-10a)计算值	实验值
甲 烷	10.6	4.86	5.29	2.31
乙 烯	2.40	1.726	1.20	1.098
异丁烷	0.145	0.281	0.0727	0.286

从表 9-1 中的数据可见，若按理想物系公式来计算高压下的相平衡常数所引起的误差

很大。

(一) 相平衡方程

在较高压力下, 常采用逸度  $f$  来代替压力  $p$  及饱和蒸气压  $p_i^0$ ,

$$f = \phi p \quad (9-13)$$

式中系数  $\phi$  称为逸度系数。

A 组分的气相逸度  $f_A^V$  可表示为

$$f_A^V = \phi_A^V y_A p \quad (9-14)$$

而 A 组分的液相逸度  $f_A^L$  则可表示为

$$f_A^L = \phi_A^L x_A p \quad (9-15)$$

由热力学知识可知, 当达到气、液相平衡时,

$$f_A^V = f_A^L \quad (9-16)$$

因此

$$\phi_A^V y_A p = \phi_A^L x_A p \quad (9-17)$$

式中  $p$ ——系统总压, kPa;

$y_A$ ——气相中 A 组分的摩尔分率;

$\phi_A^V$ ——气相中 A 组分的逸度系数;

$\phi_A^L$ ——液相中 A 组分的逸度系数;

$x_A$ ——液相中 A 组分的摩尔分率;

$f_A^V$ ——气相混合物中 A 组分的逸度, kPa;

$f_A^L$ ——液相混合物中 A 组分的逸度, kPa。

对于烃类溶液, 可写出<sup>[1]</sup>

$$f_A^L = x_A f_A^0 \quad (9-18)$$

由式(9-16)、式(9-17)及式(9-18)可导出

$$\phi_A^L = \frac{f_A^L}{x_A p} = \frac{x_A f_A^0}{x_A p} = \frac{f_A^0}{p} \quad (9-19)$$

式中  $f_A^0$  是纯组分 A 的液相在系统温度与压力下的逸度。

由式(9-17)、式(9-18)可得:

$$\phi_A^V y_A p = x_A f_A^0 \quad (9-20)$$

$$K_A = \frac{y_A}{x_A} = \frac{f_A^0}{\phi_A^V p} \quad (9-21)$$

式(9-21)即烃类溶液在高压下的相平衡方程。

式中  $f_A^0$  为纯液体 A 的逸度, 可按下式计算<sup>[1]</sup>

$$f_A^0 = p_A^0 \phi_A^0 \exp \int_{p_A^0}^p \frac{V_A^L dp}{RT} \quad (9-22)$$

式中  $p_A^0$ ——纯液体 A 于温度  $t$  时的饱和蒸气压, kPa;

$\phi_A^0$ ——纯饱和蒸气 A 于温度  $t$  和  $p_A^0$  下的逸度系数;

$V_A^L$ ——纯液体 A 于温度  $t$  时的摩尔体积,  $\text{m}^3/\text{mol}$ 。

当状态离临界点较远时, 压力对  $V_A^L$  的影响常可忽略, 于是式(9-22)可简化为

$$f_A^0 = p_A^0 \phi_A^0 \exp \left[ \frac{V_A^L (p - p_A^0)}{RT} \right] \quad (9-22a)$$

由上式可看出, 纯液体 A 于  $t$  和  $p$  时的逸度即等于该温度时的饱和蒸气压  $p_A^0$  乘上两项校正系数, 其一为逸度系数  $\phi_A^0$ , 用以校正饱和蒸气对理想气体的偏离; 其二为指数校正项 (常称为 Poynting 校正因子), 用以校正将液体由  $p_A^0$  压缩至  $p$  的影响。当  $p$  与  $p_A^0$  相差不大时且由于  $V_A^L$  值不大, 可近似认为  $\exp \left[ \frac{V_A^L (p - p_A^0)}{RT} \right] \approx 1$ , 此时式(9-22a)可简化为

$$f_A^0 = p_A^0 \cdot \phi_A^0 \quad (9-23)$$

代入式(9-21)得

$$K_A = \frac{\phi_A^0 p_A^0}{\phi_A^V p} \quad (9-24)$$

显然也可对 B 组分或多元物系的任一组分  $i$  写出类似式(9-24)的表达式。由以上讨论可知, 要运用相平衡方程  $y_A = K_A x_A$  及  $y_B = K_B x_B$ , 关键在于求出高压下的相平衡常数, 在手算或作为计算机计算的初值时可以采用如下方法计算:

#### 1. 用逸度计算

由式(9-24)可知, 若分别求出  $\phi_A^0$  及  $\phi_A^V$ , 则相平衡常数可以求得。 $\phi$  是对比温度  $T_r$  和对比压力  $p_r$  的函数,

$$\phi = f(T_r, p_r) \quad (9-25)$$

对比温度  $T_r$  为

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (9-26)$$

式中  $T, T_c$ ——系统的温度和组分的临界温度, K。

对比压力  $p_r$  为

$$p_r = \frac{p}{p_c} \quad (9-27)$$

式中  $p, p_c$ ——系统的压力 (或饱和蒸气压) 和组分的临界压力, kPa。

逸度系数  $\phi$  与  $T_r, p_r$  之间的具体关系如图 9-1 所示。图中横坐标为对比压力  $p_r$ , 纵坐标为逸度系数  $\phi$ , 图中各条曲线的参数值为对比温度  $T_r$ 。已知系统温度、压力及饱和蒸气压, 则不难由图 9-1 找到式(9-24)中的  $\phi_A^0$  及  $\phi_A^V$  值, 进而算得  $K_A$  值。

**【例 9-4】** 由逸度计算异丁烷在 38℃ 及 6888.4 kPa 下的相平衡常数, 并与表 9-1 中的数据比较。

**解:** 由有关图册查得异丁烷的临界温度为 408 K, 临界压力为 3646.8 kPa, 则由式(9-26)、式(9-27)可得:

对比温度

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{38 + 273}{408} = 0.76$$

对比压力

$$p_r = \frac{p}{p_c} = \frac{6888.4}{3646.8} = 1.89$$

由  $T_r$  及  $p_r$  值查图 9-1 可得  $\phi_A^V = 0.2$ 。又查得 38℃ 时异丁烷的饱和蒸气压  $p_A^0 =$

354.6kPa，以饱和蒸气压计算的对比压力：

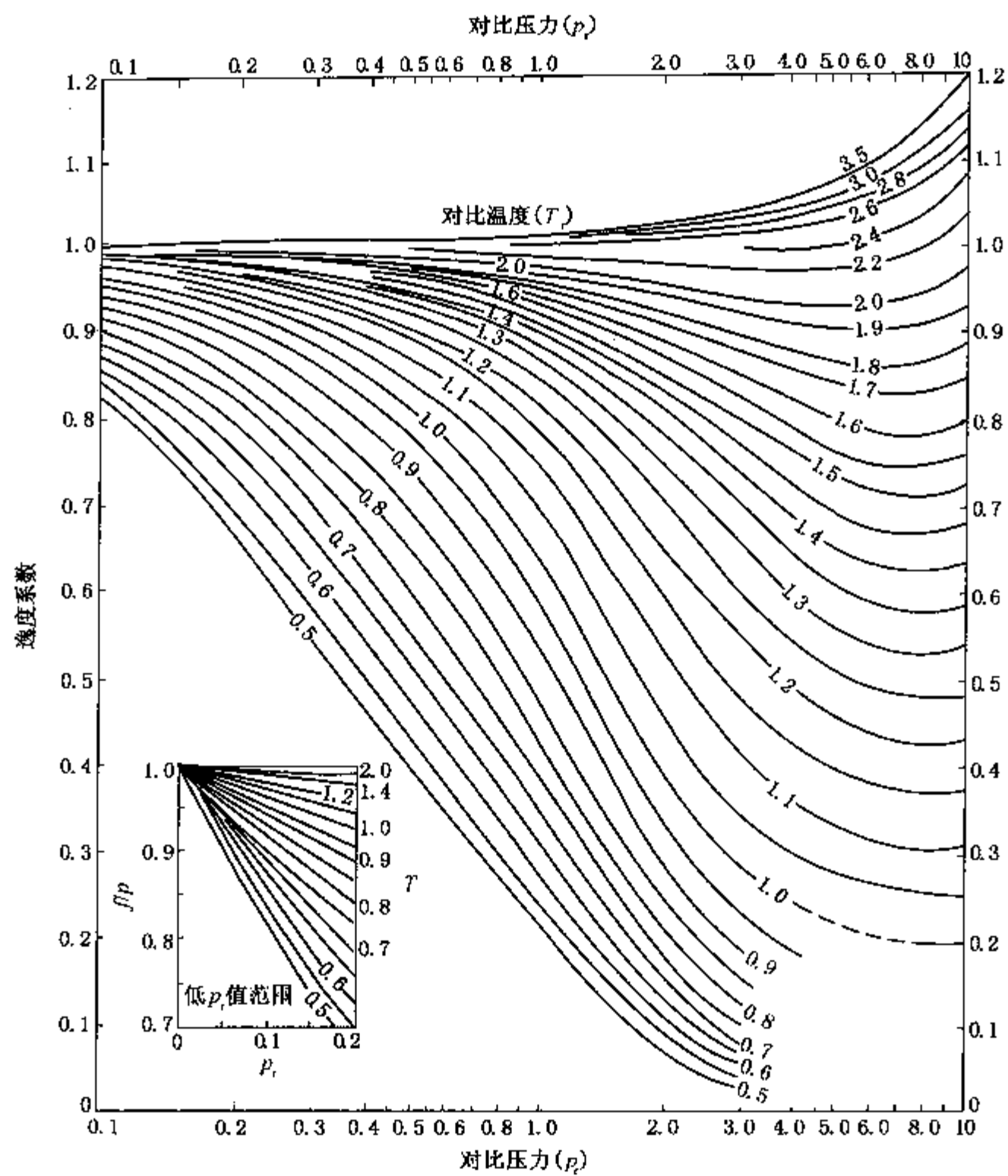


图 9-1 逸度系数  $\phi$  与对比压力  $p_r$  和对比温度  $T_r$  的关系

$$p_r^0 = \frac{p_A^0}{p_c} = \frac{354.6}{3646.8} = 0.097$$

对比温度仍为 0.76，查图 9-1 可得  $\phi_A^0 = 0.915$ ，则异丁烷的相平衡常数

$$K_A = \frac{\phi_A^0 p_A^0}{\phi_A^v p} = \frac{0.915 \times 354.6}{0.2 \times 6888.4} = 0.236$$

与表 9-1 中实验值 0.286 仍有相当差别，但已较采用理想物系所计算的相平衡常数准确多了。由于本题中系统压力较高，在式(9-22a)中  $(p - p_A^0)$  值相当大，因而 Poynting 校正因子并不能忽略，如果采用式(9-22a)来计算  $f_A^0$ ，其精确程度将有所提高。

由有关图册查得异丁烷在 38℃时的液体比容为 0.108m³/kmol，

$$\exp\left[\frac{V_A^L(p - p_A^0)}{RT}\right] = \exp\left[\frac{0.108 \times (6888.4 - 354.6)}{8.3143 \times (38 + 273)}\right] = 1.31$$

此时

$$K_A = \frac{0.915 \times 354.6 \times 1.31}{0.2 \times 6888.4} = 0.308$$

与前面计算值比较，误差已有所减小，但仍有可观的误差，因此在压力比较高的情况下运用式(9-24)或式(9-22a)仅能粗略地估算  $K$  值，欲更准确地计算  $K$  值，需采用严格的方法计算。

2. 由相平衡常数图查取

由上面计算可知要求出较高压力下的相平衡常数  $K$  是比较麻烦的。而在设计计算中，经常求相平衡常数，为方便起见，将各种烃类组分在不同的温度和压力下的相平衡常数通过

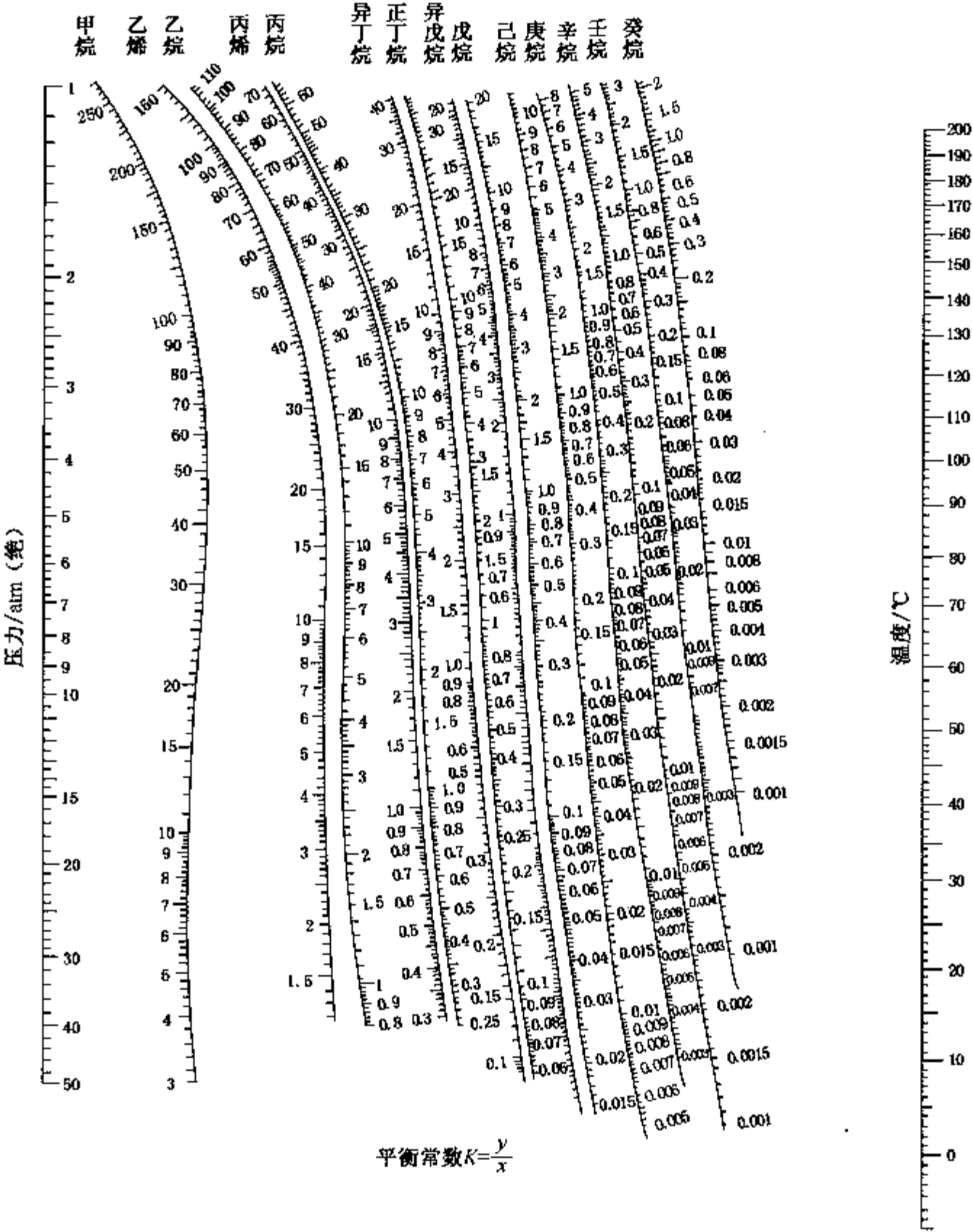


图 9-2(a) 烃类相平衡常数图(高温)  
1 atm = 101.3 kPa, 下同



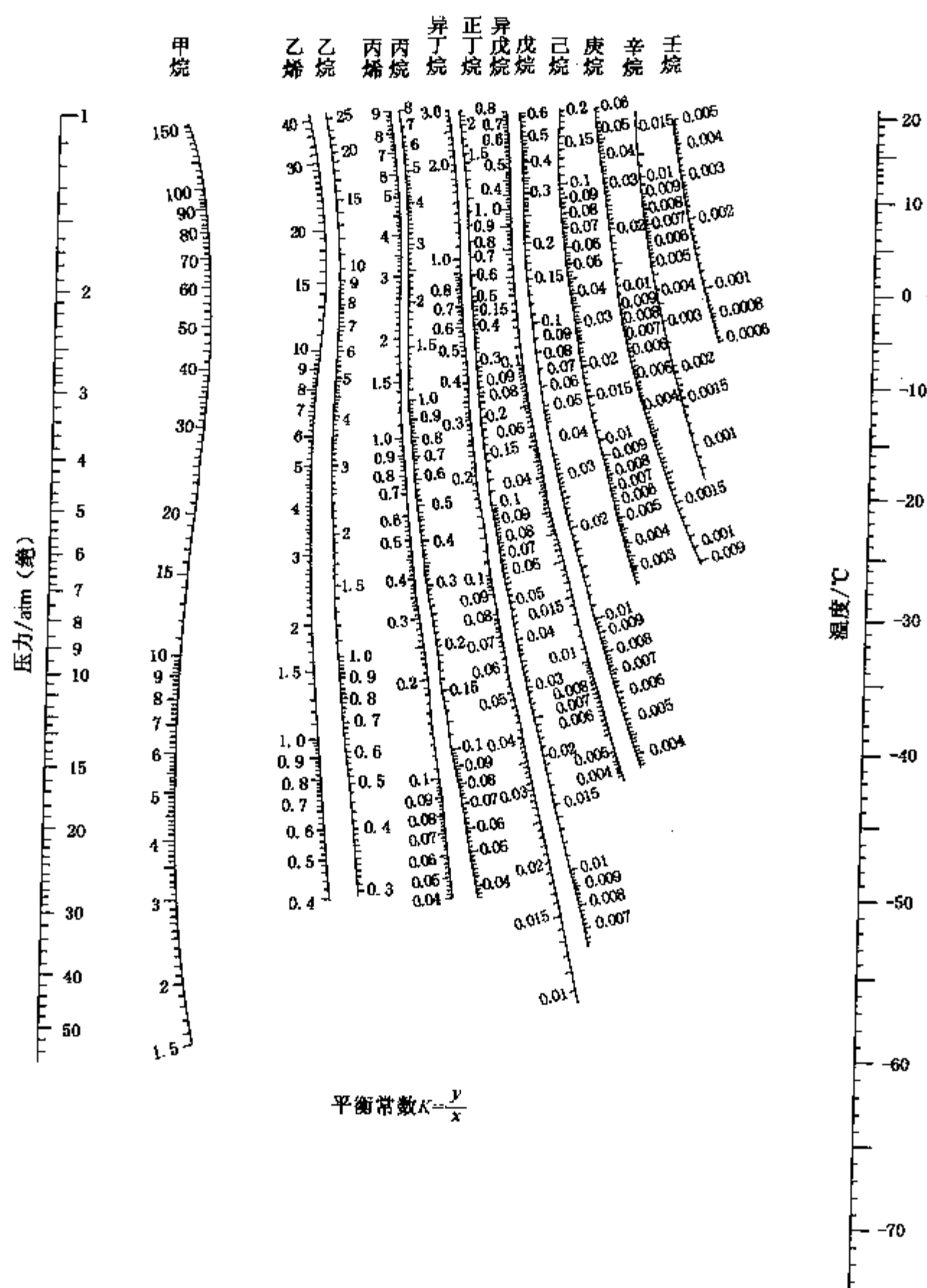


图 9-2(b) 烃类相平衡常数图(低温)

式(9-24)加以计算并画成  $K$  图, 以供查取。

图 9-2(a) 及图 9-2(b) 是目前广泛用于求烷烃和烯烃的相平衡常数图。当已知系统压力和温度时, 可分别在左、右两个坐标轴上找到代表此压力和温度的两个点, 将此两点联一直线, 由该直线与代表某一组分的曲线的交点便可读得该组分在此压力和温度下的相平衡常数  $K$ 。

## (二) 泡点方程

对组分为 A, B 的二元混合物可由式(9-21)写出

$$y_A = K_A x_A$$

$$y_B = K_B x_B$$

将两式相加, 考虑到  $y_A + y_B = 1$ , 则得:

$$K_A x_A + K_B x_B = 1 \quad (9-28)$$

写成通式可得

$$\sum_{i=1}^n K_i x_i = 1 \quad (9-29)$$

式(9-29)即泡点方程式的通式, 此式既可适用于低压 (只需令  $K_i = \frac{p_i^0}{p}$ , 该式即成为理想物系的泡点方程), 也可适用于高压, 亦适用于多元混合物。

由式(9-28), 考虑到  $x_B = 1 - x_A$ , 可解得

$$x_A = \frac{1 - K_B}{K_A - K_B} \quad (9-30)$$

在以前的公式推导中, 仍然认为相平衡常数是系统压力和温度的函数, 因此式(9-28)或式(9-29)所表示的是平衡系统  $p-t-x$  间的关系。若  $t$  与  $p$  已知时, 可由相平衡常数图查出  $K$  值或通过计算求得  $K$  值, 从而由式(9-30)方便地计算出  $x_A$ 。但只要  $t$  与  $p$  中有一个是需求解的参数时, 虽然这参数已被式(9-16)所决定, 但由于无法直接找到相平衡常数, 故式(9-16)无法直接求解, 需用试差法。

**【例9-5】** 某精馏塔塔底操作压力为 2127kPa, 塔底产物中仅含乙烯、乙烷两个组分, 其中乙烯含量为 0.043 (摩尔分率), 试求塔底温度。

**解:** 精馏塔塔底液相是饱和液体, 因此应采用泡点方程来求塔底温度。因  $t$  未知, 需采用试差法。由于塔底液相中含乙烷较多, 因此塔底温度必定接近在操作压力下乙烷的沸点, 为求得乙烷的沸点, 可在图 9-2(b) 的左边坐标上找到代表操作压力的点, 同时找到代表乙烷的相平衡常数数值的曲线, 在该曲线上找到  $K=1.0$  的点, 联结此两点并延长交右边坐标于一点, 读得此点温度为  $-4.5^\circ\text{C}$ 。由于乙烯的沸点较乙烷的低, 因此含有少量乙烯的塔底液相的温度必然要低于  $-4.5^\circ\text{C}$ , 这里假设  $t = -5^\circ\text{C}$  作为第一次试算的温度。

由图 9-2(b) 查得  $p=2127\text{kPa}$  及  $t=-5^\circ\text{C}$  时, 乙烯的相平衡常数  $K_{C_2^*} = 1.45$ , 乙烷的相平衡常数  $K_{C_2^*} = 0.98$ , 代入式(9-28)计算:

$$K_A x_A + K_B x_B = 1.45 \times 0.043 + 0.98 \times (1 - 0.043) = 1.0004$$

与 1.0 的偏差小于手算时的一般精度要求 (1%), 因此可认为所设温度正确, 即塔底温度为  $-5^\circ\text{C}$ 。

### (三) 露点方程

用与推导泡点方程相同的方法可以导出露点方程。将组分 A、B 的相平衡方程写成

$$x_A = \frac{y_A}{K_A}$$

$$x_B = \frac{y_B}{K_B}$$

及

将上两式相加, 并考虑到  $x_A + x_B = 1$ , 可得

$$\frac{y_A}{K_A} + \frac{y_B}{K_B} = 1 \quad (9-31)$$

写成通式

$$\sum_{i=1}^n \frac{y_i}{K_i} = 1 \quad (9-32)$$

式(9-32)即露点方程的通式, 此式既可适用于低压(只需令  $K_i = \frac{p_i^0}{p}$ , 该式即成为理想物系的露点方程), 也可适用于高压, 亦可适用于多元混合物。

由式(9-31), 考虑到  $y_B = 1 - y_A$ , 可得

$$y_A = \frac{K_A - K_A K_B}{K_A - K_B} \quad (9-33)$$

同样, 式(9-31)及式(9-32)所代表的仍然是平衡系统  $p-t-y$  间的关系。当系统的温度和压力均已知时, 可由露点方程式直接求解  $y$ , 但当求解  $p$  或  $t$  时, 需用试差法。

**【例9-6】** 已知某精馏塔顶气相温度为  $-22^\circ\text{C}$ , 气相为乙烯、乙烷二元混合物, 其中含乙烯 0.992(摩尔分率), 试确定塔顶的操作压力。

**解:** 已知气相温度和气相的摩尔组成, 应当采用露点方程来求塔顶的操作压力。

采用与例9-5类似的方法, 当乙烯的  $K=1$  及  $t = -22^\circ\text{C}$  时可由图9-2(a)求出乙烯的饱和蒸气压为 2228.6 kPa, 实际塔顶的操作压力应比此值为低, 故可选取  $p = 2127.3 \text{ kPa}$  作为塔顶操作压力的初始值。由  $p = 2127.3 \text{ kPa}$  及  $t = -22^\circ\text{C}$  由图9-2(a)查得

$$K_{C_2^*} = 1.01$$

$$K_{C_2^0} = 0.69$$

代入式(9-31)计算

$$\frac{y_A}{K_A} + \frac{y_B}{K_B} = \frac{0.992}{1.01} + \frac{0.008}{0.69} = 0.994$$

与 1.0 的偏差小于 1%, 因此可认为所设压力正确, 即塔顶的操作压力为 2127.3 kPa。

### 三、恒压相平衡图

一定组成的二元混合物, 在恒压下加热或冷却过程中, 其温度和平衡气液相组成是变化的, 掌握这一过程对于蒸馏过程的分析 and 计算具有重要意义。这是因为许多蒸馏设备中, 各点压力差别并不很大, 为分析问题方便起见, 先假设蒸馏过程在恒压下进行。

根据相律, 在恒压下二元气液平衡系统的自由度为 1, 即当系统的某一参数确定之后, 其他所有的状态参数也都被确定, 其中某一特定的参数随之变化的情况可以用直角坐标表示出来。在蒸馏过程分析和计算中, 常用的有温度-组成相图( $t-x, y$  相图)及相平衡曲线图( $y-x$  相图)和焓-组成图。

#### (一) 温度-组成相图( $t-x-y$ 相图)

观察泡点方程和露点方程, 当压力恒定时, 其  $t-x, t-y$  的关系曲线不难确定。在  $t-x$  曲线上的每一点表示平衡系统在该压力下泡点与液相组成的关系,  $t-y$  曲线上的每一点表示露点与气相组成的关系。为了更为方便地分析相平衡时的  $t, x$  和  $y$  的关系, 可以将两条曲线画在一张图上, 即成为  $t-x-y$  相图。如图9-3所示, 以苯(易挥发组分, 或称轻组分)和甲苯(难挥发组分, 或称重组分)系统为例, 表示该系统在常压下温度和平衡液相组成和气相组成的关系。 $t-x-y$  图的纵坐标表示温度  $t$ , 横坐标表示液相组成  $x$  或气相组成  $y$

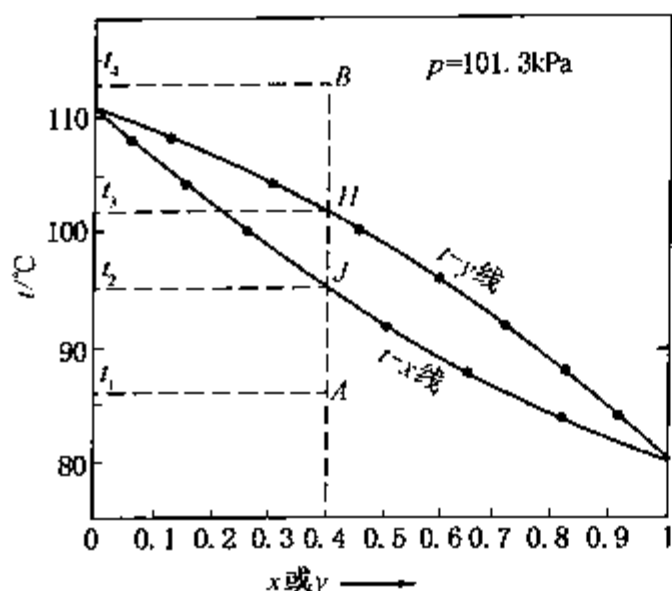


图 9-3 苯和甲苯系统的温度-组成图

( $x, y$  指易挥发组分的摩尔分率)。表示平衡时液相组成与温度的  $t-x$  关系曲线位置靠下, 称为液相线, 又称泡点曲线。其上面的曲线表示平衡时气相组成与温度的关系, 即  $t-y$  关系, 称为气相线, 又称露点曲线。两条曲线将整个  $t-x-y$  图分隔成三个区域: 液相线以下区域代表尚未达到泡点的液体, 称为过冷液相区; 被二曲线所包围的部分表示气、液两相共存, 称为两相区; 气相线以上区域表示过热蒸气, 称为过热蒸气区; 两相区的端点则分别表示纯的轻组分和重组分在该压力下的沸点。

若将一个已知组成为  $x$  (图中  $A$  点) 的苯-甲苯混合溶液在  $t_1$  下恒压加热, 当温度达到  $t_2$  (图中  $J$  点) 时, 溶液开始沸腾, 产生第一个气泡, 即达到溶液的泡点。反之, 若将温度为  $t_4$ 、组成为  $y$  (图中  $B$  点) 的过热蒸气冷却, 当温度达到  $t_3$  ( $H$  点) 时, 混合物蒸气开始冷凝, 产生第一滴液滴, 即达到气相的露点。

$t-x-y$  图可由实验数据作出, 也可通过计算方法确定一系列数据来作图。例如对苯-甲苯物系, 在压力一定的情况下, 假定一系列的温度, 查出或算出诸温度下轻、重组分的饱和蒸气压, 分别由泡点方程和露点方程解出  $x$  和  $y$ , 其具体数据列于表 9-2。由此即可作出如图 9-3 的  $t-x-y$  图。

表 9-2 苯-甲苯系统的气-液平衡数据 (101.3kPa)

温度/℃	苯(A)的饱和 蒸气压/kPa	甲苯(B)的饱和 蒸气压/kPa	$x_A = \frac{p - p_B^0}{p_A^0 - p_B^0}$	$y_A = \frac{p_A^0 \cdot x_A}{p}$
80.1	101.3	39.3	1	1
85.0	116.9	46.0	0.780	0.900
90.0	134.6	54.0	0.587	0.780
100.0	179.2	74.3	0.257	0.455
105.0	204.3	86.0	0.129	0.260
110.0	234.0	99.6	0.013	0.030
110.6	236.0	101.3	0	0

$t-x-y$  图的优点在于能形象地表示出温度与气、液相平衡组成的关系, 其缺点在于不能直接地表示平衡组成  $x$  与  $y$  的关系, 所以不能直接用于蒸馏计算。

(二) 相平衡曲线( $y-x$  图)

如果在直角坐标图上以纵坐标表示气相中轻组分的组成  $y$  (摩尔分率), 横坐标表示液相中轻组分的组成  $x$  (摩尔分率), 将如表 9-2 所示的一组组平衡气、液相组成数据标于图上, 每一组相互平衡的气、液相组成在图上相应于一个点。将这些点连起来, 所得曲线称为相平衡曲线, 又称  $y-x$  图, 如图 9-4 所示。

凡是落在相平衡曲线上的点的坐标代表平衡两相的组成, 相平衡曲线以外各点则代表不平衡的气、液两相的组成, 并不代表什么过热蒸气压或过冷液体区。曲线以外的点的坐标也很可能是表示两个处于饱和状态的气、液相, 只不过此两相不平衡罢了。

由  $y-x$  图可以看出, 气、液平衡时, 气相中轻组分的组成  $y$  总是大于液相中轻组分的

组成  $x$ , 即  $y > x$ 。此即蒸馏过程能将轻重组分分离的原因。如果作此图的对角线, 则显然其方程应为  $y = x$ , 若代表气、液相平衡组成的点落在此线上, 则蒸馏过程无法进行。代表气、液相平衡组成的点应在对角线的左上方, 因此一般情况下相平衡曲线总是在对角线的左上方。曲线离对角线越远, 表示该溶液越易于用蒸馏方法分离。

$y-x$  图中虽然没有表示出温度, 但相平衡曲线上每一点都有一相应的温度, 此温度可由  $t-x-y$  图上读得或由泡点方程或露点方程算得。

$y-x$  图是在恒压的条件下作出的, 当压力升高时, 不仅泡点和露点温度都要提高, 而且气、液相组成间的差别也将缩小。反映在相平衡图(包括  $t-x-y$  图和  $y-x$  图)上, 使  $t-x-y$  相图位置上移, 且变得扁平, 使  $y-x$  相平衡曲线靠近对角线。

由此可见, 压力升高时对分离不利。图 9-5 表示压力对相平衡曲线的影响。由图可以看出, 当总压低于轻、重组分的临界压力时, 蒸馏可以在  $x=0$  到 1.0 的范围内操作, 能获得高纯度的产物。当压力高于某一组分的临界压力时, 气、液两相共存区缩小(图 9-5 中  $p_4, p_5$  表示操作压力高于轻组分的临界压力而低于重组分的临界压力), 蒸馏分离只能在一定浓度范围内进行, 不可能得到含该组分的高纯度产品。

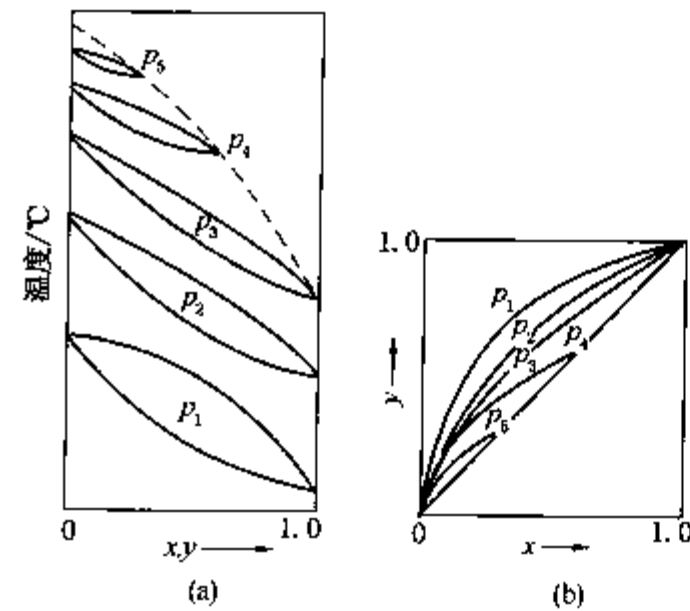


图 9-5 总压对相平衡曲线的影响  
(a) — $t-x-y$  图; (b) — $y-x$  图

通过实验数据或由泡点方程和露点方程计算所得数据作出, 但都较繁琐, 如果引用相对挥发度的概念, 则不仅  $y-x$  图可以很简单地作出, 而且可以建立许多重要的概念。

#### 四、通过相对挥发度表示的气、液平衡关系

纯组分的饱和蒸气压表示了其挥发度的大小。对混合物中某一组分  $i$  来说, 在低压下, 定义其挥发度  $v_i$  为平衡分压  $p_i$  与摩尔分率  $x_i$  之比。对于二元混合物可写出

$$v_A = p_A / x_A \tag{9-34}$$

$$v_B = p_B / x_B \tag{9-35}$$

若此二元混合物构成理想溶液, 则由拉乌尔定律表达式(9-2)及式(9-3)可知,  $v_A = p_A^0$ ,  $v_B = p_B^0$ 。因此理想溶液中组分的挥发度与纯组分相同。若溶液不服从拉乌尔定律, 则混合物

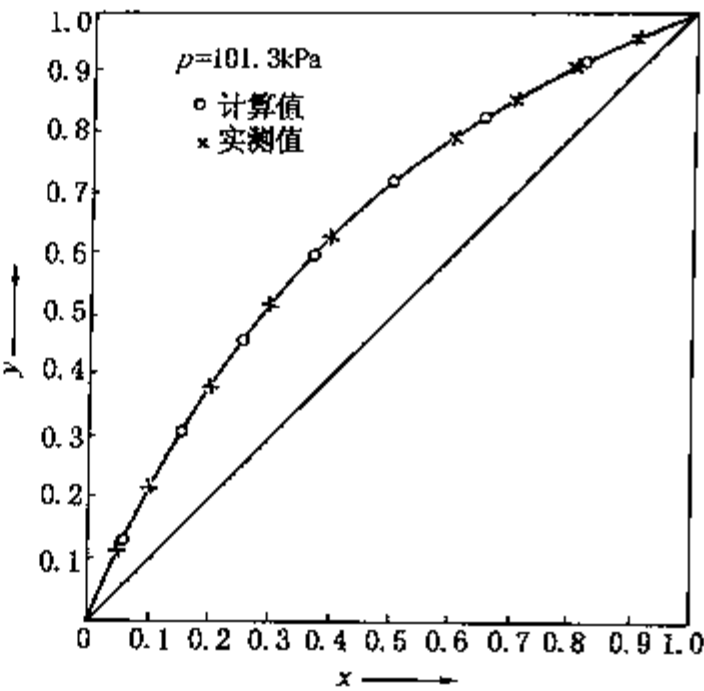


图 9-4 苯-甲苯系统的  $y-x$  图

中某组分的挥发度需由式(9-34)算出。

相对挥发度是指混合物中轻重组分的挥发度之比，在低压下，可写出

$$\alpha = v_A/v_B \tag{9-36}$$

对于理想系统，将式(9-34)及式(9-35)代入式(9-36)可得

$$\alpha = \left(\frac{p_A}{x_A}\right) / \left(\frac{p_B}{x_B}\right) = \frac{p_A^0}{p_B^0} \tag{9-37}$$

在高压下，定义为轻重组分相平衡常数之比，即

$$\alpha = \frac{K_A}{K_B} \tag{9-38}$$

式(9-38)同样适用于低压下的理想系统，只需将式(9-10a)及式(9-10b)代入式(9-38)即可得到  $\alpha = p_A^0/p_B^0$ ，此即式(9-37)。

各组分的相平衡常数  $K_i$  与饱和蒸气压  $p_i^0$  都随温度有显著的变化，但是两个组分相平衡常数的比值  $K_A/K_B$  及饱和蒸气压的比值  $p_A^0/p_B^0$  却随温度的变化较小，当温度变化范围不太大时可近似看作常数。表9-3中列出了乙烯-乙烷和丙烯-丙烷二元混合物的数据。

表9-3 相平衡常数  $K_i$  及其比值随温度的变化(2127kPa)

组 分	$T=0^{\circ}\text{C}$		$T=-20^{\circ}\text{C}$	
	$K_i$	$K_A/K_B$	$K_i$	$K_A/K_B$
乙烯(A)	1.56	1.51	1.07	1.49
乙烷(B)	1.03		0.72	
丙烯(A)	0.345	1.21	0.195	1.20
丙烷(B)	0.285		0.163	

表9-3中数据表明在-20℃~0范围内， $K_i$  值的变化达45%~75%，但是其比值却变化很小。

相对挥发度的大小是组分是否易于分离的重要标志。

由于

$$\begin{aligned} y_A &= K_A x_A \\ y_B &= K_B x_B \end{aligned}$$

将上两式相除，得

$$\begin{aligned} \frac{y_A}{y_B} &= \frac{K_A}{K_B} \cdot \frac{x_A}{x_B} = \alpha \cdot \frac{x_A}{x_B} \\ \alpha &= \frac{y_A/y_B}{x_A/x_B} \end{aligned} \tag{9-39}$$

式(9-39)表明相对挥发度  $\alpha$  表示两组分在平衡气、液两相中组成比值之比。当  $\alpha=1$  时， $y_A/y_B=x_A/x_B$ ，即组分A和组分B在平衡气、液两相中组成的比值是相同的，经过汽化后未起任何变化。因此  $\alpha=1.0$  的两个组分不能用蒸馏的方法分离。 $\alpha$  值与1.0偏离愈远，说明该两组分愈易分离。

以  $y_B=1-y_A$ ， $x_B=1-x_A$  代入式(9-39)化简后可得

$$y_A = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A} \tag{9-40}$$

式(9-40)即通过相对挥发度  $\alpha$  表示的相平衡方程, 它联系了平衡气、液相组成间的关系, 即  $y-x$  关系。式(9-40)中的下标常常略去, 一般  $y$ 、 $x$  指轻组分的组成,  $\alpha$  则指轻组分对重组分的相对挥发度。前已述及, 相对挥发度  $\alpha$  随温度的变化一般不大, 常可取其平均值而当成常数。这样就可以由式(9-40)直接计算  $y-x$  关系, 而无需进行繁琐的试差计算。但是运用式(9-40)也有一些缺点, 如在确定平衡气相或液相组成时不能定出系统的温度, 准确性比按泡点和露点方程计算时稍差。

图9-6中画出不同  $\alpha$  下的  $y-x$  曲线。由图也可以看出  $\alpha$  值愈大, 同一液相组成  $x$  对应的  $y$  值愈大, 从而形象地说明了  $\alpha$  可作为用蒸馏分离某混合物的难易程度的标志。

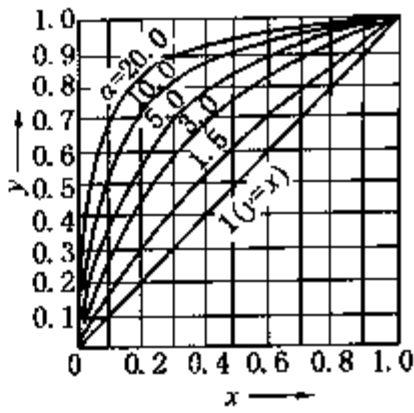


图9-6 不同  $\alpha$  值的相平衡曲线(恒压)

## 第二节 二元非理想溶液的气、液平衡简介

非理想溶液是指不符合拉乌尔定律的溶液, 其原因在于不同种分子间的作用力不同于同种分子间的作用力, 溶液的分压  $p_i$  与由拉乌尔定律算出的值相比可以是正偏差也可以是负偏差, 如果  $p_i$  较拉乌尔定律的计算值大, 即为正偏差, 如图9-7(a)所示, 反之则为负偏差, 如图9-7(b)所示。图中虚线表示符合拉乌尔定律的理想溶液。

低压下非理想溶液组分的分压  $p_i$  的计算可以在拉乌尔定律表达式中引入一个校正系数  $\gamma_i$ , 写成

$$p_i = \gamma_i p_i^0 x_i \tag{9-41}$$

式中  $\gamma_i$  称为  $i$  组分的活度系数。由图9-7可以看出, 即使在温度不变时, 活度系数也不是常数,  $\gamma_i$  值随组成变化, 可由热力学关系式及少量实验数据求得。

低压下, 仍可认为气相符合道尔顿定律, 可得

$$y_A = \frac{p_A^0 \cdot x_A \cdot \gamma_A}{p} \tag{9-42}$$

式(9-42)与  $y_A = K_A x_A$  对比可知

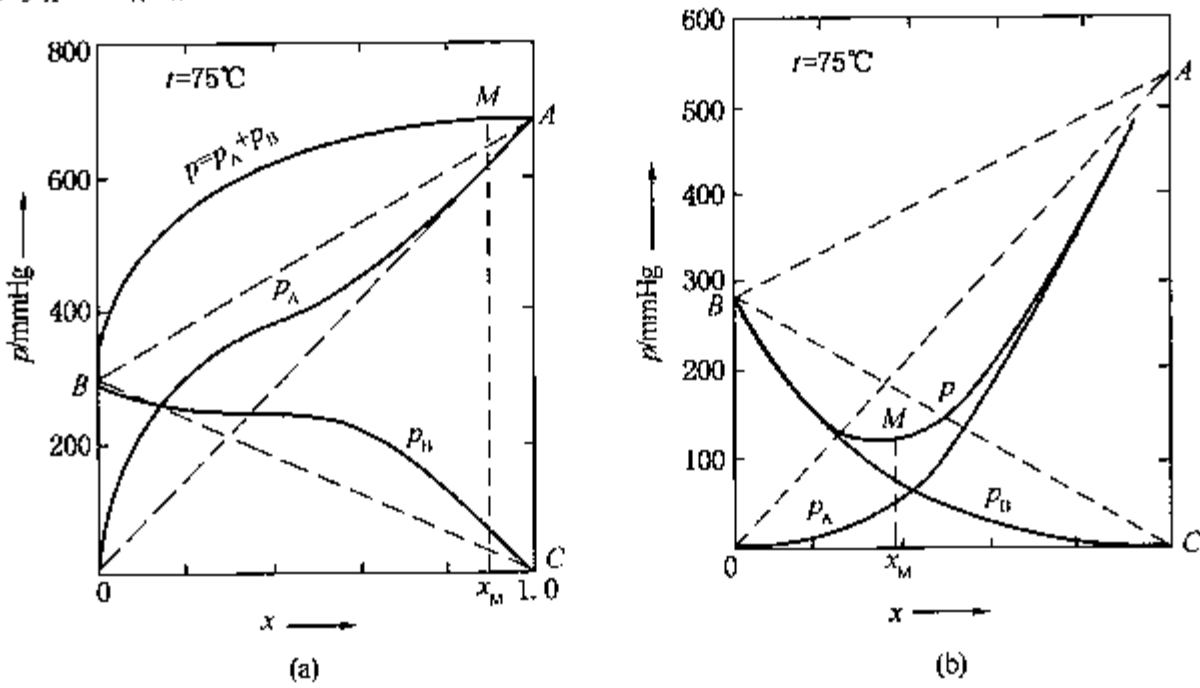


图9-7 恒定温度下非理想溶液的蒸气压  
(1mmHg = 133.3Pa, 下同)



$$K_A = \frac{\gamma_A \cdot p_A^0}{p} \quad (9-43)$$

相对挥发度

$$\alpha = \frac{K_A}{K_B} = \frac{\gamma_A \cdot p_A^0}{\gamma_B \cdot p_B^0} \quad (9-44)$$

即对非理想溶液，在低压下，两组分的相对挥发度等于其活度系数和饱和蒸气压乘积之比。由于活度系数随组成变化，因此相对挥发度  $\alpha$  也随组成变化。

对于理想溶液来说，饱和蒸气压  $p_i^0$  较大的组分，其挥发性较大，而对非理想溶液来说则不一定如此，由式(9-34)可知，其挥发度为

$$v_A = p_A/x_A = \frac{\gamma_A p_A^0 x_A}{x_A} = \gamma_A \cdot p_A^0$$

当  $\gamma_A \ll \gamma_B$  时，尽管  $p_A^0 > p_B^0$ ，也可能出现  $\alpha = \gamma_A \cdot p_A^0 / (\gamma_B \cdot p_B^0) < 1.0$  的情况，即饱和蒸气压大的组分其挥发性反而较小，在丙烯腈的精馏中就会遇到这种情况。

由以上的讨论可知，对非理想溶液如要用泡点方程、露点方程等来计算气、液平衡时的  $p-t-x-y$  关系，其困难要比理想溶液大得多。因此非理想溶液的  $p-t-x-y$  关系一般直接取自实验数据。

当非理想溶液与拉乌尔定律发生很大偏差时，其蒸气压曲线可能出现最高点和最低点，如图9-7中的M点所示。蒸气压愈高的混合物其沸点愈低，反之，蒸气压愈低的混合物其沸点愈高。因此在  $t-x-y$  图上这类混合物将会出现一最低沸点或最高沸点，如图9-8及图9-9所示。图9-8表示乙醇-水二元混合物的  $t-x-y$  及  $y-x$  图，存在最低沸点。图9-9表示硝酸-水二元混合物的  $t-x-y$  及  $y-x$  图，存在最高沸点。

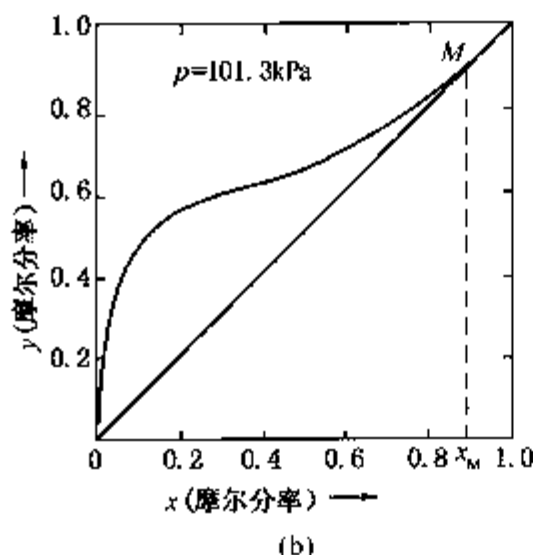
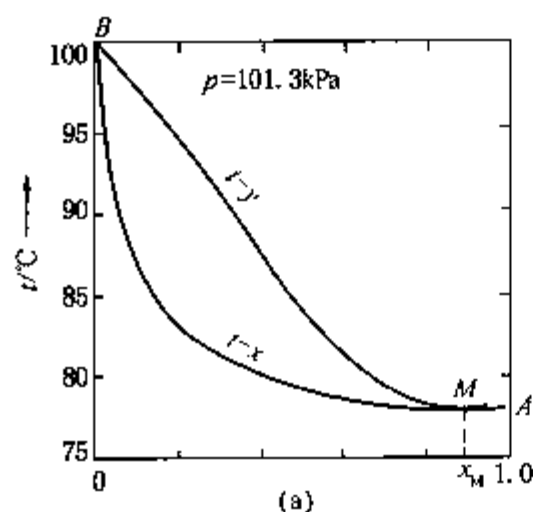


图9-8 乙醇-水二元混合物的相图  
(a)  $t-x-y$  图; (b)  $y-x$  图

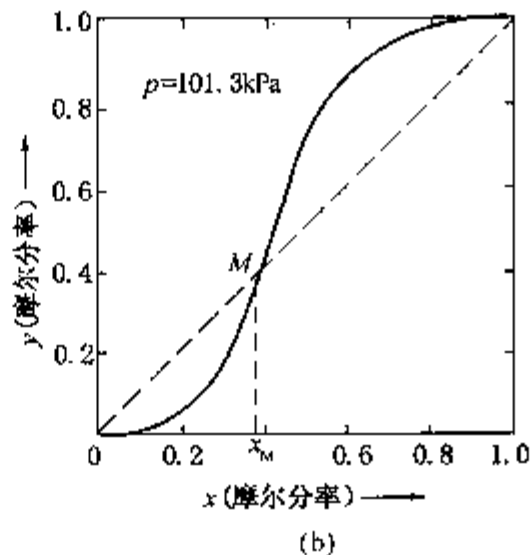
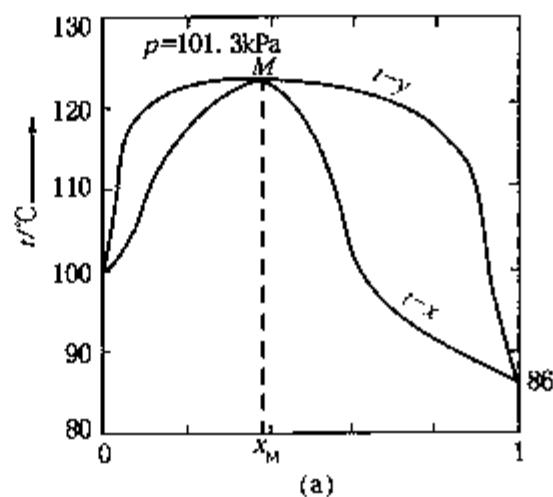


图9-9 硝酸-水二元混合物的相图  
(a)  $t-x-y$  图; (b)  $y-x$  图

$t-x-y$  图上出现最低沸点或最高沸点意味着:

(1) 当  $P$  恒定时, 于某一组成处泡点温度与露点温度达到同一最低值或最高值。

(2) 在该点泡点曲线和露点曲线汇合成一点, 表明在该点的平衡气、液相组成相等, 即  $y=x$ , 这也就表明在该点两组分的相对挥发度  $\alpha=1.0$ 。

(3) 将组成处于最低沸点(或最高沸点)的混合物加热汽化时, 由于  $y=x$ , 液相的组成不会发生变化, 其沸点也将保持不变, 该点称为恒沸点, 该混合物则称为共沸混合物或恒沸混合物。

(4) 对恒沸混合物由于  $y=x$ ,  $\alpha=1.0$ , 因此不能用普通的蒸馏方法分离。但在恒沸点两侧的组成范围内仍能进行分离( $y \neq x$ ,  $\alpha \neq 1$ )。

(5) 在图 9-8 中  $M$  点(即恒沸点)的左侧,  $y > x$ ,  $\alpha > 1.0$ ; 在恒沸点的右侧则相反,  $y < x$ ,  $\alpha < 1.0$ , 这意味着通过恒沸点后轻重组分对换。图 9-9 的系统则发生由  $y < x$  到  $y > x$  的转变。这种现象在  $y-x$  图上看得更为明显。

应当指出, 即使对同一种混合物(二元或多元), 其恒沸点的温度和组成也并非常数, 它随系统的压力而变, 表 9-4 列出一些二元恒沸混合物于  $p=101.3\text{kPa}$  下的恒沸点数据。

表 9-4 一些二元恒沸混合物的恒沸点数据( $p=101.3\text{kPa}$ )

具有最低沸点				具有最高沸点			
组分 A	组分 B	恒沸点 温度/ $^{\circ}\text{C}$	恒沸点 A 组成/ %(摩尔分数)	组分 A	组分 B	恒沸点 温度/ $^{\circ}\text{C}$	恒沸点 A 组成/ %(摩尔分数)
丙烯腈	水	70.9	71.5	水	盐酸	110	88.9
乙腈	水	76	72.6	水	硝酸	120.5	62.2
丙烯醛	水	52.3	92.7	氯仿	丙酮	64.5	65.5
二硫化碳	丙酮	39.3	61	酚	环己醇	182.45	90
水	乙醇	78.15	10.57				
水	异丙醇	80.37	31.46				
乙醇	苯	68.24	44.8				
乙醇	醋酸乙酯	71.8	46				
丙酮	醋酸甲酯	56.1	61				
甲醇	乙腈	63.45	84.5				
醋酸	苯	114.65	72.5				

第三节 精 馏 原 理

精馏过程的进行是与部分汽化和部分冷凝密切相关的, 所以有必要先研究一下部分汽化和部分冷凝过程, 进而仔细讨论当上述过程在汽液相分离时达到平衡时的平衡蒸馏和平衡冷凝问题, 然后才能讨论精馏过程是如何进行的。

一、汽化和冷凝

(一) 部分汽化和部分冷凝的应用

在精馏塔的附属设备(再沸器、塔顶部分冷凝器、进料加热器或冷却器)中进行的是将液体混合物加热进行部分汽化或将蒸气混合物冷却而使其部分冷凝的过程。

图 9-10 表示在精馏塔底部再沸器中进行的部分汽化过程。从塔底来的液体混合物进入再沸器加热，部分汽化后汽相返回底层塔板，剩余的液相则由塔底排出作为塔底产品。

图 9-11 则表示在精馏塔顶部的部分冷凝器(常简称分凝器)中进行的部分冷凝过程。塔顶蒸气混合物进入分凝器经冷却而部分冷凝后，凝液作为回流送回顶层塔板，未凝蒸气则作为塔顶产品排出。

进入塔顶冷凝器的蒸气如果全部冷凝为液体，则这种冷凝器称全凝器，塔顶产物为液相，由于是全部冷凝，所以此液相产物之组成必与进入全凝器的蒸气组成相同，即全凝器未起分离作用。

图 9-12 表示精馏塔的原料在进入塔之前常需给予加热或冷却。例如在裂解气或天然气的低温精馏中常需将气体混合物冷却至某一温度，使之部分冷凝为液体后再送入塔中。对于一些在较高温度下操作的精馏塔则又常需将液体混合物加热，使之部分汽化后送入塔中。

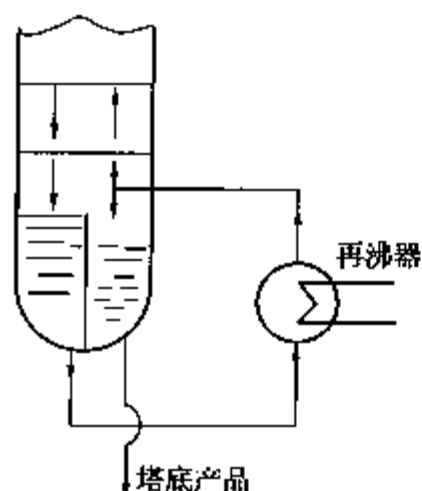


图 9-10 再沸器中的  
部分汽化过程

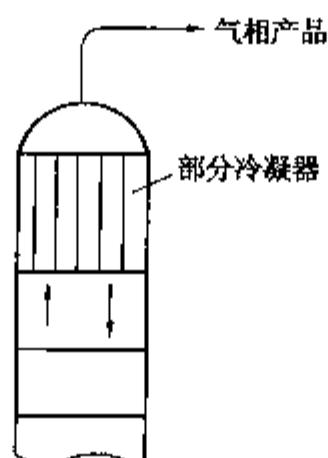


图 9-11 分凝器中的  
部分冷凝过程

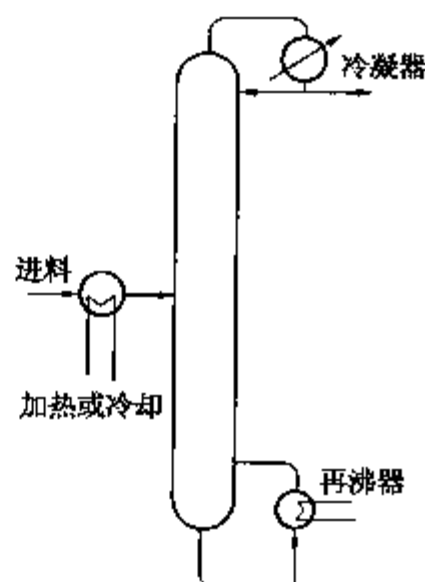


图 9-12 进料的  
加热或冷却

## (二) 平衡汽化和平衡冷凝过程

图 9-13 表示连续操作的汽化过程，其特点是加热后所生成的气相和液相始终保持紧密的接触，直至最后才分离。如果接触足够充分，在两相分离时达到相平衡状态，则这种汽化过程称为平衡汽化过程。根据此定义，平衡汽化过程只是部分汽化过程的一种特定情况。不论是部分汽化还是其特定情况平衡汽化，混合物均能得到一定程度的分离。采用平衡汽化的蒸馏方式使混合物分离称为平衡蒸馏。

借助于  $t-x-y$  图分析平衡汽化过程是十分方便的。图 9-13 表示有轻组分组成为  $x_F$  (摩尔分率)的二元混合物 F 在恒压下的加热汽化。设其起始温度  $t_0$  低于泡点，即处于图中的过冷液相区。加热后温度升高，这段过程中组分组成不变，因而没有分离作用。当温度达到混合物的泡点温度  $t_A$  时，混合物开始汽化，所生成的平衡气相落在露点曲线上，此点为  $V_0$ ，其轻组分组成为  $y_0$ 。随着继续加热，液体的汽化量逐渐增多，温度也逐渐上升。由于汽化后的蒸气并不离开系统，仍保持与液相紧密接触，因此气、液两相系统中轻组分的总组成不变，加热将沿着  $x = x_F$  的垂直线进行。当混合物被加热到  $t_B$  时，代表气、液相系统的坐标点 B 处于气液两相共存区，其液相  $L_1$  落在泡点曲线上，组成  $x_1$ ，其气相  $V_1$  则落在露点曲线上，组成为  $y_1$ 。当温度上升到  $t_D$ ，气、液相系统的坐标点 D 落在露点曲线上时，表明液相

已全部汽化，气相的组成与原始液体混合物的组成  $x_F$  相同。继续加热到  $E$  点，饱和气相变成过热蒸气。

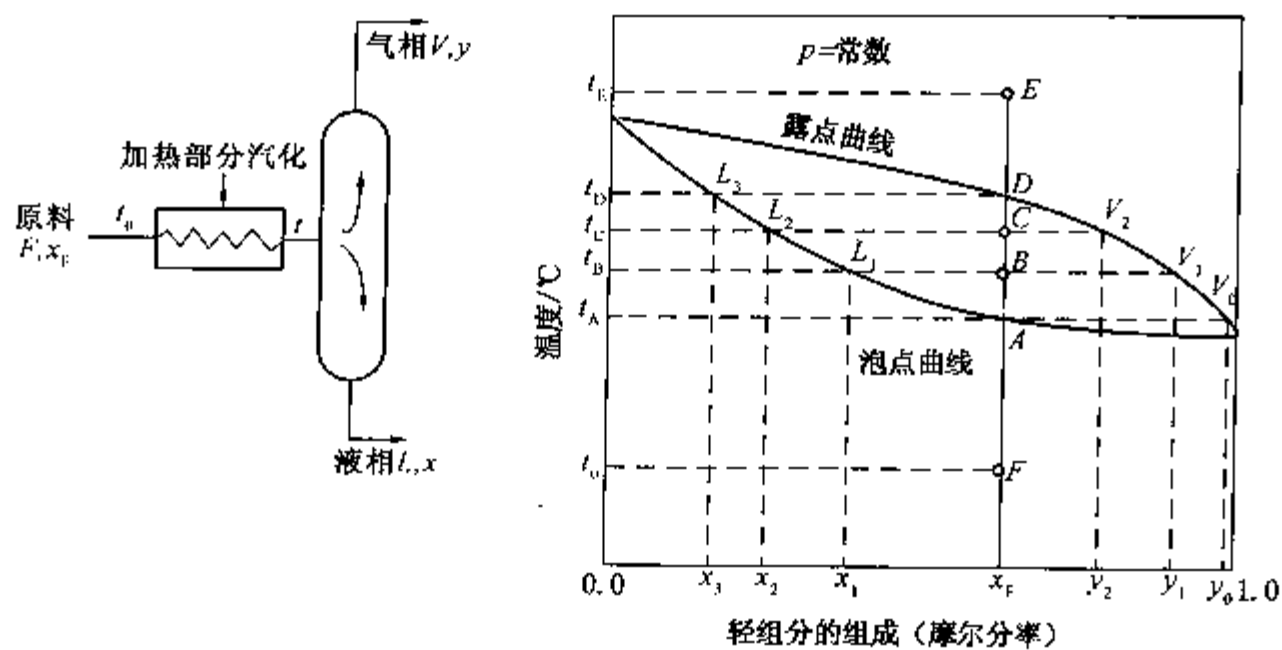


图 9-13 平衡汽化过程

从  $t-x-y$  图上可以清楚地看到，当一个液相混合物进行平衡汽化时，所生成汽相中的轻组分浓度要比原始液相混合物中的高 ( $y > x_F$ )；而剩余液相中轻组分的浓度则比原始混合物中的低 ( $x < x_F$ )，于是就产生了一定的分离作用。随着汽化温度的升高，汽化量增多，平衡气液相中轻组分的浓度均逐渐减小，直至全部汽化时， $y = x_F$ ，即蒸气的组成和原始液相混合物的组成完全相同，因此全部汽化时不起任何分离作用。

平衡冷凝是与平衡汽化相反的过程，在图 9-13 中分析当轻组分组成为  $x_F$ ，温度为  $t_E$  的原始气相混合物被冷却的过程，同样可以得出结论，当气相全部冷凝为凝液时，因凝液的组成和原始气相混合物的组成  $x_F$  完全相同，所以不起任何分离作用。

通过以上分析可知，不论是平衡汽化或平衡冷凝过程，其所起的分离作用均受到相平衡关系的限制。因此单纯依靠一次进行的平衡汽化或平衡冷凝过程都不能将原始的混合物分离为高纯度的轻组分或重组分。工程实际中的汽化和冷凝是部分汽化和部分冷凝，生成的气、液相达不到平衡状态，所以更不可能得到高纯度的轻组分或重组分。

### (三) 平衡汽化和平衡冷凝过程的计算

在实际工程问题中，原始混合物的浓度是已知的，在给定操作压力的情况下加热或冷却该混合物至某一温度，求汽化量或冷凝量和气、液相组成，或者在要求汽化量或冷凝量的前提下求需加热或冷却的温度。这都需要找出平衡汽化和平衡冷凝过程的温度、汽化量或冷凝量以及平衡气、液相组成间的定量关系。计算的基本工具是物料衡算和相平衡方程。

对图 9-14 的汽化或冷凝系统作总物料衡算可得

$$F = V + L \tag{9-45}$$

对轻组分作物料衡算得

$$Fx_F = Vy + Lx \tag{9-46}$$

将式(9-45)代入式(9-46)消去  $L$ ，即

$$Fx_F = Vy + (F - V)x$$

整理后得

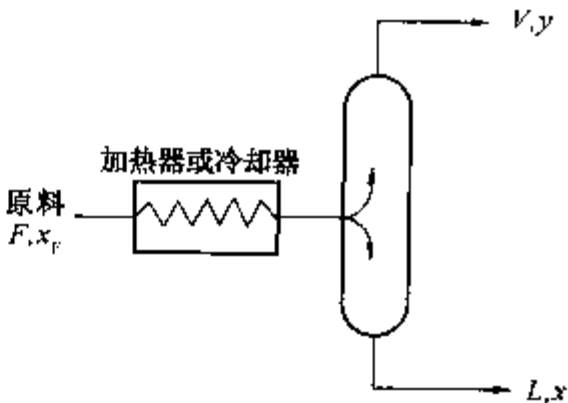


图 9-14 汽化或冷凝过程的物料衡算

$$\frac{V}{F} = e = \frac{x_F - x}{y - x} \quad (9-47)$$

式中  $e = \frac{V}{F}$  代表汽相量与原始混合物的量之比, 在汽化过程中称为汽化分率(摩尔)。

将式(9-45)代入式(9-46)消去  $V$  可得

$$\frac{L}{F} = 1 - e = \frac{y - x_F}{y - x} \quad (9-48)$$

式中  $\frac{L}{F} = 1 - e$  代表液相的量和原始混合物的量之比, 在冷凝过程中称为冷凝分率(摩尔)。

式(9-45)至式(9-48)中

$F$ ——原始混合物的摩尔流率, kmol/h;

$x_F$ ——原始混合物中轻组分的摩尔分率;

$V$ ——汽化或冷凝后气相的摩尔流率, kmol/h;

$y$ ——汽化或冷凝后气相中轻组分的摩尔分率;

$L$ ——汽化或冷凝后液相的摩尔流率, kmol/h;

$x$ ——汽化或冷凝后液相中轻组分的摩尔分率。

由于是平衡汽化或平衡冷凝过程, 因此式(9-47)和式(9-48)中的  $x$  和  $y$  是平衡组成关系, 且液相处于泡点, 气相处于露点。

将式(9-47)和式(9-48)与图9-13中  $B$  点或  $C$  点的线段对照, 可以发现在  $t-x-y$  图上, 汽化分率  $e = \frac{V}{F}$  可以由  $B$  点或  $C$  点左方的水平线段长( $x_F - x$ )与水平线段总长( $y - x$ )之比来表示。而  $\frac{L}{F}$  则可由  $B$  点或  $C$  点右方的水平线段长( $y - x_F$ )与总长( $y - x$ )之比表示。

由式(9-47)和式(9-48)还可导出气相量  $V$  与液相量  $L$  之比为

$$\frac{V}{L} = \frac{x_F - x}{y - x_F} \quad (9-49)$$

将式(9-47)和泡点、露点方程或相平衡方程联合运用, 便能进行平衡汽化过程的计算。

**【例9-7】** 某乙烯-乙烷精馏塔的进料为含乙烯50%(摩尔分数)的乙烯-乙烷二元混合物, 入塔温度为  $-14^\circ\text{C}$ , 绝对压力为2127kPa, 试计算其汽化分率  $e$  和平衡气、液相组成。

解: 由相律可知, 二元气、液平衡系统的自由度为2。题中已给定温度及压力, 故平衡气、液相组成可由泡点及相平衡方程式求出。

$$x_A = \frac{1 - K_B}{K_A - K_B}$$

$$y_A = K_A x_A$$

由图9-2(b)查出  $p = 2127\text{kPa}$ ,  $t = -14^\circ\text{C}$  时,

$$K_{C_2} = 1.23 \quad K_{C_2^0} = 0.81$$

于是

$$x_A = \frac{1 - 0.81}{1.23 - 0.81} = 0.452$$

$$y_A = 1.23 \times 0.452 = 0.556$$

将所求得平衡气、液相组成略去下标后代入式(9-47),

$$e = \frac{x_F - x}{y - x} = \frac{0.50 - 0.452}{0.556 - 0.452} = 0.462$$

即进料中有 46.2% (摩尔分率) 为气相, 53.8% (摩尔分率) 为液相。

【例 9-8】 如需将一含苯 70% (摩尔分率)、甲苯 30% (摩尔分率) 的二元混合物在 101.3kPa 下加热汽化 60% (摩尔分率), 试问应加热到多高温度?

解: 本题的条件因温度未知, 无法找到组分的饱和蒸气压, 不能直接求解, 必须用试差法。苯和甲苯在 101.3kPa 下的沸点分别为 80.1℃ 和 110.6℃, 汽化的温度必然介于这两个温度之间。设  $t = 90^\circ\text{C}$ , 由例 9-1 的 Antoine 方程可算得

$$p_A^0 = p_{\text{苯}}^0 = 136.1 \text{ kPa}$$

$$p_B^0 = p_{\text{甲苯}}^0 = 54.2 \text{ kPa}$$

$$x_A = \frac{p - p_B^0}{p_A^0 - p_B^0} = \frac{101.3 - 54.2}{136.1 - 54.2} = 0.575$$

$$y_A = \frac{p_A^0}{p} \cdot x_A = \frac{136.1}{101.3} \times 0.575 = 0.773$$

将求得的  $x_A$ ,  $y_A$  值略去下标代入式(9-47)中

$$e = \frac{x_F - x}{y - x} = \frac{0.7 - 0.575}{0.773 - 0.575} = 0.631$$

与题中给定的  $e = 0.6$  相差颇大, 故需重设温度, 设  $t = 89.8^\circ\text{C}$ , 算得

$$p_{\text{苯}}^0 = 135.3 \text{ kPa}$$

$$p_{\text{甲苯}}^0 = 53.9 \text{ kPa}$$

$$x = x_A = \frac{101.3 - 53.9}{135.3 - 53.9} = 0.582$$

$$y = y_A = \frac{135.3}{101.3} \times 0.582 = 0.777$$

$$e = \frac{0.7 - 0.582}{0.777 - 0.582} = 0.605$$

与题中所给定的  $e = 0.6$  的相对误差小于 1%, 故认为所设温度  $t = 89.8^\circ\text{C}$  是适宜的, 即将混合物加热到  $89.8^\circ\text{C}$ 。

#### (四) 渐次汽化过程——简单蒸馏

上述的平衡汽化过程的特点是连续操作, 汽化过程中气、液两相保持紧密接触, 两相分离时达到相平衡状态。在实验室中还常遇到一种间歇操作的汽化过程。图 9-15 表示在一圆底烧瓶中盛有待汽化的液体混合物, 在恒压下加热到泡点, 液体开始汽化, 汽化的蒸气随即由烧瓶上部引出, 进入冷凝器冷凝成液体。由于轻组分较易汽化, 因此先蒸出去的蒸气中含轻组分较液相中多, 即产生了一定的分离作用。在汽化过程中烧瓶中的液体的温度不断上升, 所生成的蒸气和剩余液体的组成也不断变化, 重组分的浓度越来越高。这种汽化过程即称为渐次汽化, 也称简单蒸馏。这种蒸馏方法常被用来测定油品中各沸点范围内馏分的含量, 称为恩氏蒸馏。此外, 在实验室中常用这种方法来分离组分沸点相差较大的混合溶液。

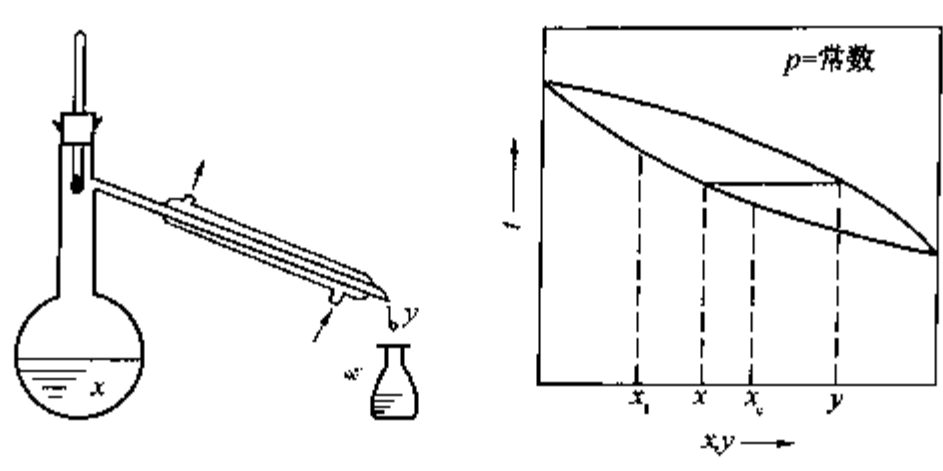


图 9-15 简单蒸馏示意图

在图 9-15 中，若在某一瞬间烧瓶中液体的量为  $L$  kmol，其组成为  $x$ ，当有微量液体  $dL$  汽化后，所生成微量蒸气的组成为  $y$ ，显然  $dV = -dL$ 。微量液体  $dL$  汽化后烧瓶中剩余的液体量应为  $L + dL$ ，其中轻组分的组成将由  $x$  减小至  $x + dx$ ，对上述情况作轻组分的物料衡算得：

$$Lx = ydV + (L + dL)(x + dx)$$

展开并略去二阶微分  $dL \cdot dx$ ，考虑到  $dV = -dL$ ，加以整理后可得：

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y - x} \tag{9-50}$$

将上式积分：

$$\int_{L_0}^{L_1} \frac{dL}{L} = \int_{x_0}^{x_1} \frac{dx}{y - x}$$
$$\ln \frac{L_1}{L_0} = \ln \frac{L_0 - V}{L_0} = \ln(1 - e) = \int_{x_0}^{x_1} \frac{dx}{y - x} \tag{9-51}$$

- 式中  $L_0$ ——烧瓶中原来的液体量，kmol；  
 $L_1$ ——烧瓶中残余的液体量，kmol；  
 $x_0$ ——烧瓶中原来液体中轻组分的摩尔分率；  
 $x_1$ ——烧瓶中残余液体中轻组分的摩尔分率。

式(9-51)是简单蒸馏计算的基本公式，式中  $\int_{x_0}^{x_1} \frac{dx}{y - x}$  一项通常采用图解积分方法来求得。

由式(9-51)可以解决下述的典型计算问题：

- (1) 烧瓶中液体的组成由  $x_0$  减小至  $x_1$  时，求剩余的液体量  $L_1$ ；
- (2) 当蒸出量已知时，求烧瓶中残余液体的组成  $x_1$ 。

烧瓶中残余液体的温度可根据液体的瞬时组成  $x$  由泡点方程式求出。

由简单蒸馏的汽化过程可知，这种蒸馏所能产生含轻组分最大的气相是与蒸馏瓶中原始液体平衡的，而且流量是微量的，显然不能生产出一定量的高纯度产品。

**【例 9-9】** 某苯-甲苯二元混合物溶液含苯 70% (摩尔分数)，今欲将其加热汽化 40% (摩尔分数)，已知此二元混合物在汽化的温度范围内相对挥发度为 2.4，试计算：

- (1) 作平衡蒸馏时，气相与液相产物的组成；
- (2) 作简单蒸馏时，馏出物的平均组成及残余液组成。

解：(1) 平衡蒸馏



由式(9-47)

$$\frac{0.7-x}{y-x}=0.4$$

解得  $y=1.75-1.5x$

又由于在平衡蒸馏时,  $x$  与  $y$  符合相平衡方程

$$y=\frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x}=\frac{2.4x}{1+1.4x}$$

将上述两式联立求解得  $x=0.631, y=0.804$

(2) 简单蒸馏

式(9-51)中

$$\frac{L_1}{L_0}=\frac{1-0.4}{1}=0.6$$

将  $y=\frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x}$  代入式(9-51)的右边并积分求解可得,

$$\int_{x_0}^{x_1} \frac{dx}{y-x}=\frac{1}{\alpha-1}\left(\ln \frac{x_1}{x_0}+\alpha \ln \frac{1-x_0}{1-x_1}\right)$$

即

$$\ln 0.4=\frac{1}{1.4}\left(\ln \frac{x_1}{0.7}+2.4 \ln \frac{0.3}{1-x_1}\right)$$

解得  $x_1=0.617$

馏出物组成需作物料衡算求得, 设  $\bar{y}$  为馏出物中轻组分平均组成, 则

$$\begin{aligned} L_0 x_0 &=L_1 x_1+(L_0-L_1) \bar{y} \\ \bar{y} &=\frac{L_0 x_0-L_1 x_1}{L_0-L_1} \\ &=\frac{1}{0.4} \times 0.7-\frac{0.6}{0.4} \times 0.617=0.825 \end{aligned}$$

由计算可见, 在汽化率相同时, 简单蒸馏的馏出物中含轻组分较多。

## 二、精馏过程原理

由前面的分析可知, 无论是平衡蒸馏还是简单蒸馏, 虽然可以起到一定的分离作用, 但是并不能将一混合物分离为具有一定量的高纯度产品。从理论上来看, 简单蒸馏可以得到较纯的重组分, 但其量是无穷小, 在实际应用中并无意义。在石油化工生产中常常要求获得纯度很高的产品, 例如催化重整的芳烃分离中, 要求苯的纯度 >99.9%; 为取得聚合级丙烯, 要求丙烯产品中含丙烯 >99.5%, 通过精馏过程可以获得这种高纯度的产品。

图 9-16 表示一个典型的精馏塔, 待分离的原料自中部某处进入, 进料板以上称为精馏段, 以下则称提馏段。塔顶

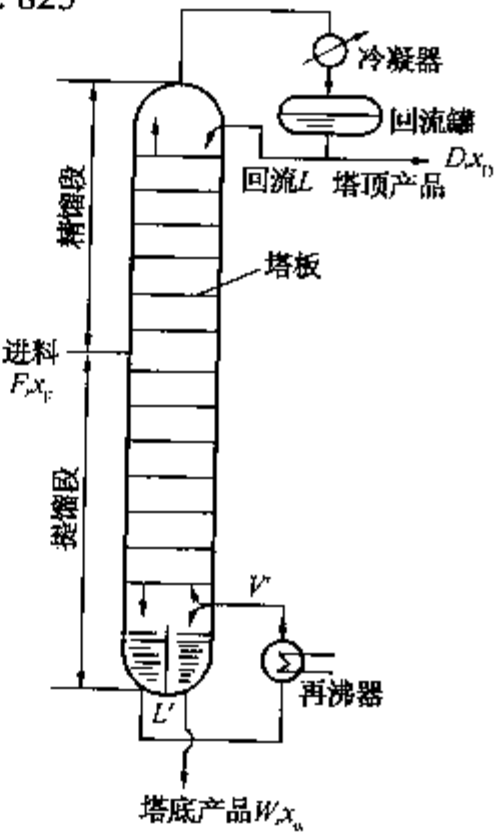


图 9-16 精馏塔

装有冷凝器，塔顶蒸气在冷凝器中冷凝，一部分作为回流由塔顶送入塔中，一部分作为产品送出。塔底装有再沸器，来自塔底的液体在此部分汽化，气相返回塔底，液相作为塔底产品。沿塔高度温度是变化的，塔顶温度最低，塔底最高，由下往上温度逐板降低。塔内设有若干层塔板，塔板是气、液相间传质传热的场所。

### (一) 塔板上所进行的过程及理论板的概念

图 9-17 表示塔中某几层塔板上的情况。自第一层塔板上升的蒸气  $V_1$  和由第三层塔板下降的液体  $L_3$  在第二层塔板进行接触。由于  $L_3$  和  $V_1$  的温度不同， $t_3 < t_1$ ，因此当处于露点的气相  $V_1$  与处于泡点的液相  $L_3$  相接触时， $V_1$  将被冷却而部分冷凝。冷凝放出的热量则将使  $L_3$  部分汽化。两相在塔板上的接触如果足够充分，使得  $V_2$  和  $L_2$  分离时处于相平衡状态。具有这种理想接触作用的塔板称为理论板。

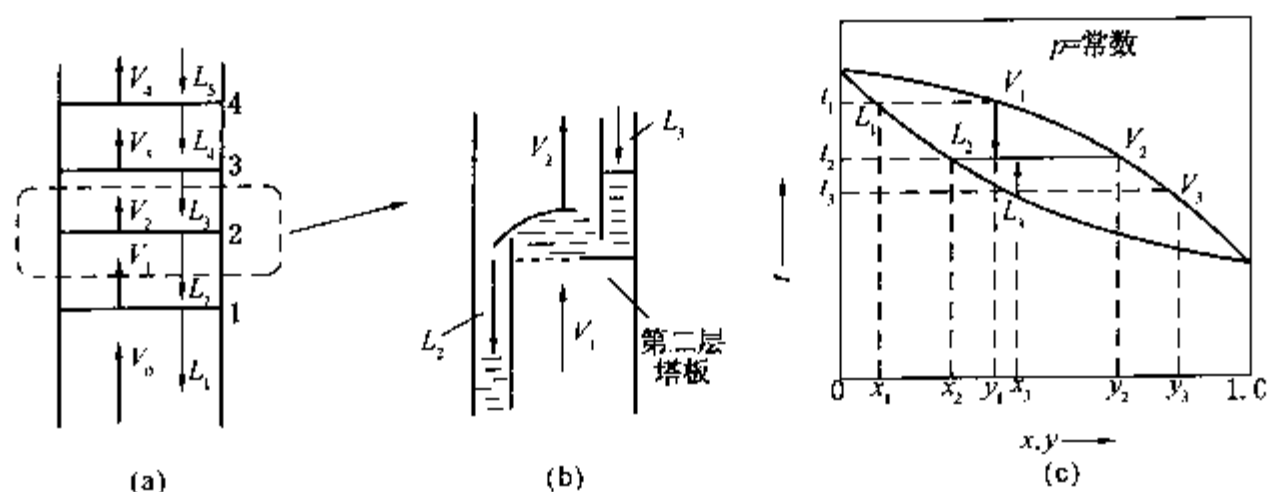


图 9-17 塔板上所进行的过程

由平衡汽化和平衡冷凝的知识可知，当气相  $V_1$  部分冷凝时，由于重组分挥发性小，较易冷凝，这样气相中轻组分的浓度就得到了提高。液相  $L_3$  部分汽化时，由于轻组分挥发性大，较易汽化，因此液相  $L_3$  经接触后，其中轻组分的浓度将减小。其结果是：

- ①  $y_2 > y_1$  即接触后气相中轻组分提浓；
- ②  $x_2 < x_3$  即接触后液相中轻组分浓度降低(重组分提浓)。

组成变化  $(y_2 - y_1)$ ， $(x_3 - x_2)$  的大小就代表塔板提浓作用的大小。

上述分析还应当从物质传递的角度来深入理解。当气相  $V_1$  和液相  $L_3$  在第二层塔板上接触时，由于两相是不平衡的，必然要进行物质传递，传递的方向可由如下分析确定。如果和气相  $V_1$  接触的液相是与之相平衡的  $L_1$ ，则从宏观的角度来说，气、液相之间将没有物质传递。实际上与  $V_1$  相接触的是  $L_3$ ， $L_3$  中的重组分浓度小于  $L_1$  中的重组分浓度，或者可以说是  $L_3$  中的重组分浓度小于与气相  $V_1$  成平衡的液相中重组分浓度，因此重组分必然由气相向液相传递，使液相中的重组分浓度越来越大。同样，轻组分则由液相向气相传递，使气相的轻组分浓度越来越大，最后达到新的平衡，液相轻组分摩尔分率变成  $x_2$ ，气相轻组分摩尔分率变成  $y_2$ 。

经过一层塔板使气、液相接触并传质传热后，虽然可以使气相中的轻组分提浓，液相中的重组分提浓，但是由图 9-17 可以看出一层板的提浓作用是有限的，为了获得高纯度的轻组分和重组分产品，需要使这种接触过程多次重复进行，例如可使气相  $V_2$  和来自第四层板的液相  $L_4$  在第三层板上接触，使气相中的轻组分浓度进一步提高，如此继续下去，经过足够多次的接触，总可以达到要求的轻组分浓度。同样，液相  $L_2$  则可与来自第一层塔板下方的气相  $V_0$  接触，使液相中的重组分进一步得到提浓，经过多次提浓，可获得高纯度的重组

分产品。

(二) 精馏段和回流的作用

图 9-18 表示精馏塔进料以上部分——精馏段。进料中的气相与离开提馏段的气相一起进入精馏段的底部，气相  $V_0$  在向上流动的过程中，依次和各层塔板上流下的液相接触，气相中轻组分的浓度不断提浓，温度不断降低，一直到经过精馏段的最上层塔板后，气相中轻组分浓度达到一定要求方由塔顶引到冷凝器将其冷凝以便得到塔顶产品。问题是必须提供一个含轻组分浓度高、温度低的液相从塔顶加进去，以保证每一层塔板上均有液相，并提供一个温度较低而含轻组分较多的液相与由下而上的气相接触。恰好塔顶气相经冷凝后可以达到此要求，故除一部分作为塔顶产品外，其余全部再送回塔顶第一层塔板，称之为回流。

送回塔顶的回流经过各层塔板多次接触，进行传质传热后到达塔底再沸器时再汽化为蒸气经逐层传质传热后再返回塔顶，因此回流在这里起传质传热的介质的作用。回流量多了只是在塔中循环的液相量和气相量增多，对塔顶产品量并无影响(这里指的是设计和正常操作的情况。如果在操作中回流量太大，造成塔内气、液相负荷过大，被迫降低进料量时，产品量会显著降低)，回流量的多少主要取决于被分离组分分离的难易(即相对挥发度的大小)和对塔顶产品质量的要求。

由以上分析可见，精馏段所起的作用是将进入的气相混合物中轻组分提浓，在塔顶得到合乎质量要求的产品，液相回流则起着精馏介质的作用。

由图 9-18 可以看出，离开精馏段底部的液相  $L_1$  应与气相  $V_1$  成平衡，而  $V_1$  则和进料气相  $V_0$  的组成相近，其中会含有相当多的轻组分。因此从相平衡关系来看，在精馏段底部不能获得纯度较高的重组分。为了获得高纯度的重组分必须在进料以下设置提馏段。

(三) 提馏段和再沸器的作用

图 9-19 表示精馏塔进料以下部分——提馏段。进料中的液相和自精馏段下部离开的液相一起进入提馏段顶部，液相  $L_0$  在向下流动的过程中，依次和各层塔板上升的蒸气相接触，此蒸气应该是温度较高而含轻组分较少的气相混合物。多次接触并传质传热后液相中轻组分的浓度逐渐减小，重组分逐渐提浓，温度不断升高。经过足够次数的接触，在塔底可以得到高纯度的重组分。提馏段底部如果不提供进行精馏过程所必需的气相，则提馏段塔板上的精馏过程将无法进行。因此一般在塔底的外部装设再沸器，从底层塔板流下的液相送入再沸器进行部分汽化，将生成的气相送至底层塔板之下作为精馏介质，有时也称为气相回流。

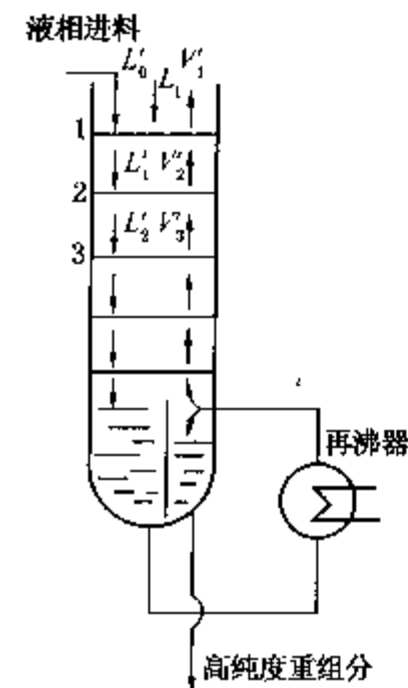


图 9-19 提馏段

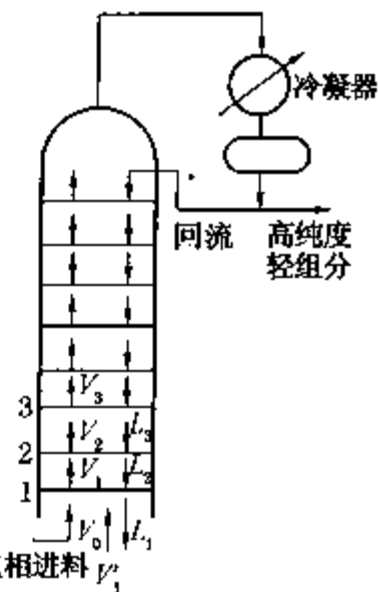


图 9-18 精馏段

由以上分析可见，提馏段的作用是将进入该段的液相中的重组分提浓，在塔底获得高纯度的重组分。提馏段中的气相则作为精馏介质——气相回流。

由图 9-19 可以看出，离开提馏段顶部的气相  $V_1$  应和离开顶层塔板的液体  $L_1$  成平衡，而  $L_1$  的组成则和进料  $L_0$  的组成接近，

其中必含有相当多的重组分，因此从相平衡关系来看，提馏段顶部不能得到纯度很高的轻组分。这就是为什么一个精馏塔需要同时设置精馏和提馏两段的原因。

对于一个具有精馏段和提馏段的精馏塔来说，从精馏段顶部送入的液相回流，经过各层塔板上多次接触进行物质和热量的交换后，在再沸器中重新气化，作为气相回流上升，最后与进料中的气相混合通过精馏段再返回塔顶。由此可见，回流实际上是在塔内循环，但这种循环不是简单的循环，而是进行了多次物质和热量的传递，经过每一板，组成、温度、热焓均会变化。另外，由于进料的存在，回流量并不等于再沸器的汽化量。

当塔顶、塔底都需要很纯的产品时，必须有精馏段及提馏段，这样的精馏塔称为完全塔，有时只需要塔的一端出很纯的产品，为简化设备，也可只有一段。

某些水溶液精馏塔(如丙酮-水、乙醇-水精馏塔等)和炼油厂的原油蒸馏塔可在塔底吹入水蒸气而不设再沸器。因为前者系统中重组分就是水，所以可以用直接水蒸气作热源产生气相；后者是由于常压和减压蒸馏塔塔底温度太高，找不到适当的热载体，而且塔底重油不适宜于较长时间加热。此种塔的塔底产品的纯度一般要求不很高，故采用水蒸气汽提的方法，这种方法不仅能使油品加热汽化，而且是起降低汽相中油品分压的作用，以使一小部分较轻的油品汽化，汽化热取自油品的显热，所以这个量是很有限的，通常把这一段称为汽提段。表9-5列出了常压原油蒸馏塔汽提段与一般精馏塔的提馏段的对比情况。

表 9-5 常压塔汽提段与精馏塔提馏段对比

项 目	常压塔汽提段	精馏塔提馏段
外 观	无再沸器，塔底通入过热水蒸气	有再沸器
塔板上进行的过程	依靠降低油气分压，使少量较轻组分汽化，塔板上并无部分冷凝，故为单向传质	塔板上进行部分冷凝和部分汽化过程，故为双向传质
塔板数	不多	由设计要求可多可少
温度变化	自进料而下温度愈来愈低	自进料而下温度愈来愈高
提浓效果	重组分提浓效果极为有限；故要求入塔原油有足够的汽化率	可以达到对重组分浓度的设计要求，只要再沸器能力足够，对入塔原料汽化分率并无要求

综上所述，精馏过程的原理可以叙述如下：

高温低浓度(指低于与液相成平衡的气相浓度)的气相与低温高浓度(指高于与气相成平衡的液相浓度)的液相接触，同时传质传热，气相部分冷凝，液相部分汽化，结果气相温度降低，其中轻组分得到提浓，液相温度升高，其中重组分得到提浓，此过程多次重复即可在塔顶和塔底得到合乎要求的产品。

第四节 二元连续精馏塔的计算和分析

精馏塔的计算包括对一个现成塔(板数及设备尺寸已知)的核算和按产品要求设计一个塔。本节将讨论设计计算的基本方法和一些主要操作因素的影响。在掌握了设计计算的原理后，就不难对一个现成塔进行核算。

一、计算任务、所需基本数据和基本工具

在设计一个精馏塔时，要通过计算确定：

(1) 塔的主要操作条件。如操作压力、温度、回流比。塔顶及塔底产品量、冷凝器和再沸器的热负荷等。

(2) 完成分离任务所需的理论板数和实际板数。

(3) 塔的主要尺寸，如塔径、塔高及塔板结构尺寸等。

在进行设计计算以前应该具有以下基本数据：

(1) 进料情况 包括进料量、进料的组成、进料温度或汽化率。

(2) 分离要求 对二元精馏塔一般是通过指定塔顶和塔底产品的组成来规定分离要求，此外，还应指明塔顶出气相产品还是出液相产品，以便确定使用部分冷凝器还是全冷凝器。

(3) 相平衡数据 饱和蒸气压， $t-x-y$  图及  $y-x$  图。

(4) 物理性质数据 热焓、汽化潜热、密度、黏度、表面张力等。

当采用理论板概念进行计算时，所用到的基本工具是物料衡算、热量衡算和相平衡关系。如采用速率概念进行计算时，则除了上述的三个基本工具之外，还须增加传质速率方程和传热速率方程。由于以速率概念进行计算尚不够成熟，故本章只讨论采用理论板概念的计算。

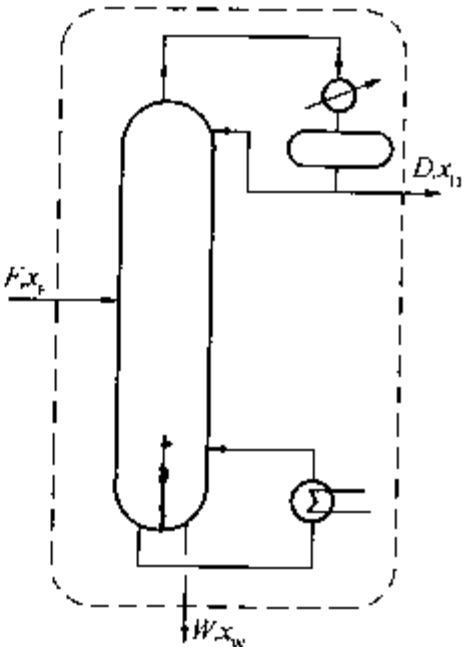


图 9-20 全塔物料衡算

## 二、全塔物料衡算

进行全塔物料衡算的目的是根据分离要求及进料的组成和量决定塔顶、塔底产品的量。

对图 9-20 中的虚线图作全塔物料衡算，可得

$$F = D + W \tag{9-52}$$

全塔轻组分物料衡算

$$Fx_F = Dx_D + Wx_W \tag{9-53}$$

由于设计时  $F$ ， $x_F$ ， $x_D$ ， $x_W$  均已知，产品量  $D$  和  $W$  可以联解以上二式得到。

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} \tag{9-54}$$

- 式中  $F$ ——进料量， $\text{kmol/h}$  或  $\text{kg/h}$ ；  
 $D$ ——塔顶产品量， $\text{kmol/h}$  或  $\text{kg/h}$ ；  
 $W$ ——塔底产品量， $\text{kmol/h}$  或  $\text{kg/h}$ ；  
 $x_F$ ——进料中轻组分的组成，摩尔分率或质量分率；  
 $x_D$ ——塔顶产品中轻组分的组成，摩尔分率或质量分率；  
 $x_W$ ——塔底产品中轻组分的组成，摩尔分率或质量分率。

【例 9-10】 某精馏塔分离甲苯和混合二甲苯，进料中含甲苯 51%（摩尔分率，下同），进料量为  $4430\text{kg/h}$ ，若要求塔顶产品中含甲苯 99%，塔底产品中含甲苯 0.5%，试求塔顶、塔底的产品量。

解：先求进料的摩尔质量

$$M_F = x_F M_{\text{甲苯}} + (1 - x_F) M_{\text{二甲苯}} = 0.51 \times 92 + 0.49 \times 106 = 98.8$$

$$F = \frac{4430}{98.8} = 44.8 \text{ kmol/h}$$

由式(9-54)



$$D = F \times \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = 44.8 \times \frac{0.51 - 0.005}{0.99 - 0.005} = 23 \text{ kmol/h}$$
$$W = F - D = 44.8 - 23 = 21.8 \text{ kmol/h}$$

三、理论板数的计算

为完成指定分离任务所需要的理论板数以及最适宜的进料位置是设计计算中一项重要内容。除了原油蒸馏塔等由于组分十分复杂，通常采用经验数据选定塔板数以外，一般都是先把塔板看作是理论板，计算所需的理论板数，然后再根据塔板效率的经验数据折算为实际塔板数。

(一) 精馏段的操作线方程——精馏段的物料衡算

1. 精馏段物料衡算

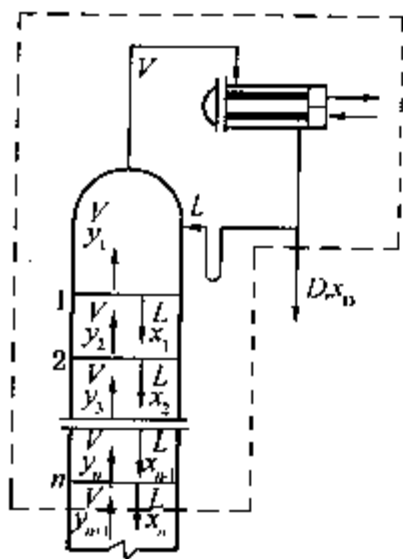


图 9-21 表示塔顶装有全凝器的精馏段。在这种情况下塔顶气相的组成  $y_1$  必然与塔顶产品的组成  $x_D$  (即回流的组成) 相同。由于假设塔板是理论板，因此离开第 1 板的液相组成  $x_1$  应与  $y_1$  平衡，可以由相平衡关系求出。如果能找出由第 2 板上升气相的组成  $y_2$ ，那么又可由相平衡关系求得  $x_2$ 。如此类推，可以逐层求出各板上气相和液相的组成，直到组成和进料组成相近为止，由使用过相平衡方程的次数即可定出精馏段所需的理论板数。

由以上分析可见，关键在于寻找相邻两层板间气液两流组成间的关系。这种关系可通过对塔顶至精馏段任意两层板间截面所作的物料衡算导出。

图 9-21 精馏段的物料衡算 对图 9-21 中的虚线图作总物料衡算，可得

$$V_{n+1} = L_n + D \tag{9-55}$$

对轻组分作物料衡算可得

$$V_{n+1}y_{n+1} = L_nx_n + Dx_D \tag{9-56}$$

或

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}}x_n + \frac{D}{V_{n+1}}x_D \tag{9-57}$$

式(9-55)至式(9-57)中

- $x_n$ ——离开  $n$  板液相中轻组分的摩尔分率；
- $y_{n+1}$ ——离开  $n+1$  板气相中轻组分的摩尔分率；
- $L_n$ ——离开  $n$  板液相摩尔流率，kmol/h；
- $V_{n+1}$ ——离开  $n+1$  板气相摩尔流率，kmol/h。

2. 恒摩尔流假定

显然对每一板间截面都可写出类似的物料衡算式，严格地讲各层板上液相的流量  $L_1, L_2, \dots, L_n, \dots$  以及气相的流量  $V_1, V_2, \dots, V_{n+1}, \dots$  均不相同，在式(9-55)和式(9-57)中，当  $x_n$  由上一板的相平衡方程求出时，尚有  $L_n, V_{n+1}, y_{n+1}$  三个未知数，需再作热量衡算才可解决此问题，计算会变得比较复杂。但对一些组分沸点接近的二元混合物可以作如下简化假定：

(1) 恒摩尔汽化 假定在精馏塔的精馏段内，由每层板上升的气相摩尔流率都相等，在提馏段也是如此。即

$$\text{精馏段 } V_1 = V_2 = \cdots = V_n = V \quad (9-58)$$

$$\text{提馏段 } V'_1 = V'_2 = \cdots = V'_m = V' \quad (9-59)$$

式中  $V$ ——精馏段每板的气相摩尔流率, kmol/h;

$V'$ ——提馏段每板的气相摩尔流率, kmol/h。

应当指出, 精馏段和提馏段汽相摩尔流率不一定相等。

(2) 恒摩尔溢流 假定在精馏塔的精馏段内, 由每层板下降的液相摩尔流率都相等, 在提馏段也是如此。即

$$L_1 = L_2 = \cdots = L_n = L \quad (9-60)$$

$$L'_1 = L'_2 = \cdots = L'_m = L' \quad (9-61)$$

式中  $L$ ——精馏段每板的液相摩尔流率, kmol/h;

$L'$ ——提馏段每板的液相摩尔流率, kmol/h。

同样, 精馏段和提馏段的液相摩尔流率不一定相等。

在恒摩尔流假定下, 计算将大为简化, 问题是此假定是否合理。前已指出, 气、液相在塔板上接触时, 如果每有 1mol 蒸气冷凝就相应应有 1mol 液体汽化, 则气相和液相在接触后其摩尔流率将保持不变, 恒摩尔流假定就可以成立。要实现上述情况需满足以下两个条件:

① 组分的摩尔汽化热相同。

② 气、液相接触时由于温度不同而传递的显热量和塔的热损失可以忽略。

表 9-6 列出几种烷烃、烯烃和芳香烃类化合物的摩尔汽化热数据。

表 9-6 某些烃类化合物的摩尔汽化热

组 分	常压下沸点时汽化热/ $\text{J} \cdot \text{mol}^{-1}$	组 分	常压下沸点时汽化热/ $\text{J} \cdot \text{mol}^{-1}$
乙 烯	13520	苯	31020
乙 烷	14640	甲 苯	33410
丙 烯	18480	邻二甲苯	36680
丙 烷	18790	间二甲苯	36300
1-丁烯	21960	对二甲苯	36010
正丁烷	22420		

由上表数据可见, 对于沸点或相对分子质量接近的烃类混合物其摩尔汽化热一般相差不多, 板间温度差也有限, 因此恒摩尔流假定可认为适用于沸点或相对分子质量相近的理想混合物。实践证明, 在简化假定下算出的塔板数与精确计算的结果相差很小。

应当注意的是, 在原油分馏塔中, 由于轻重烃类相对分子质量相差很大, 再用此假定会引起很大的误差。所以必须用热量衡算的方法来求出各板间截面的内回流量。

### 3. 精馏段操作线方程

在恒摩尔流假定下, 式(9-57)可以写成

$$y_{n+1} = \frac{L}{V}x_n + \frac{D}{V}x_D \quad (9-62)$$

式(9-55)可写成

$$V = L + D \quad (9-63)$$

将式(9-63)代入式(9-62)并令  $R = L/D$ , 则可得

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_D \quad (9-64)$$



式(9-64)中  $R$  为回流比,它是精馏的重要参数。式(9-64)联系了精馏段回流比、产品组成等重要操作参数,故称为精馏段操作线方程。它表达了在一定的操作条件下,精馏段自第  $n$  层板下降的液相组成  $x_n$  和与之相邻的下一层板(即第  $n+1$  层板)上升的汽相组成  $y_{n+1}$  之间的关系。

(二) 提馏段的操作线方程——提馏段的物料衡算

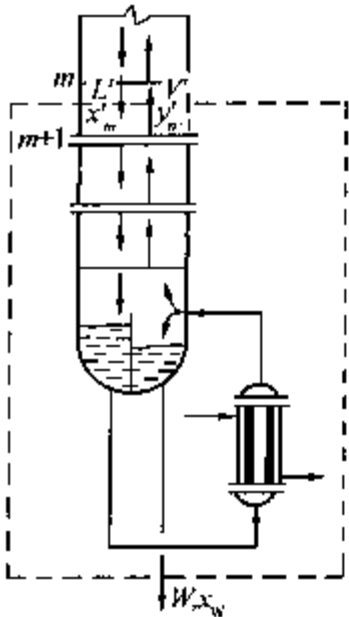


图 9-22 提馏段的物料平衡

用类似于精馏段的方法,由塔底至提馏段任意相邻两层塔板间截面作物料衡算可以导出提馏段的操作线方程。

对图 9-22 所示的提馏段由塔底至第  $m$  与  $m+1$  层板间截面分别作总物料衡算和轻组分物料衡算,并应用恒摩尔流假定可得:

总物料衡算:

$$L' = V' + W \tag{9-65}$$

轻组分物料衡算:

$$L'x'_m = V'y'_{m+1} + Wx_w \tag{9-66}$$

式中  $L'$ ——提馏段各板的液相流率,  $\text{kmol/h}$ ;  
 $V'$ ——提馏段各板的气相流率,  $\text{kmol/h}$ ;  
 $x'_m$ ——从提馏段第  $m$  层板下降的液相中轻组分的摩尔分率;  
 $y'_{m+1}$ ——从提馏段第  $m+1$  层板上升气相中轻组分的摩尔分率。

将式(9-65)代入式(9-66),消去  $V'$ , 可得

$$y'_{m+1} = \frac{L'}{L' - W} x'_m - \frac{W}{L' - W} x_w \tag{9-67}$$

式(9-67)称为提馏段操作线方程。它表达了在一定操作条件下提馏段内自第  $m$  层板下降的液相组成  $x'_m$  与其相邻的下层板上升的气相组成  $y'_{m+1}$  的关系。

要应用提馏段操作线方程式,必须先计算出  $L'$ , 它除了与精馏段回流量  $L$  有关外,还与进料流率及其热状况有关。

(三) 进料热状况及进料热状况参数

精馏段与提馏段的气相和液相流量是通过进料联系在一起的,对图 9-23 所示的进料段作总物料衡算可得

$$F + V' + L = V + L' \tag{9-68}$$

显然从式(9-68)并不能求出  $V'$  或  $L'$ 。对进料段作热量衡算得

$$FH_F + V'H_{V'} + LH_L = VH_V + L'H_{L'} \tag{9-69}$$

式中  $H_F$ ——原料液的焓,  $\text{J/mol}$ ;  
 $H_V, H_{V'}$ ——分别为进料板上、下处的饱和气相的焓,  $\text{J/mol}$ ;  
 $H_L, H_{L'}$ ——分别为进料板上、下处的饱和液相的焓,  $\text{J/mol}$ 。

由于相邻两层板的温度和浓度变化不大,故可认为

$$H_V \approx H_{V'}, \quad H_L \approx H_{L'}$$

于是式(9-69)可以写成

$$FH_F + V'H_V + LH_L = VH_V + L'H_L$$

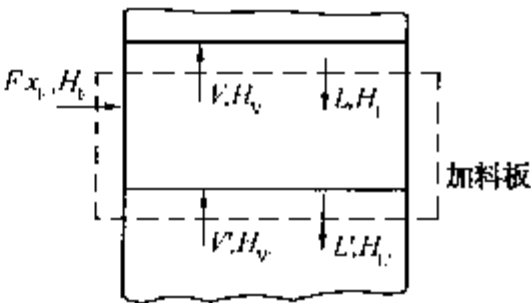


图 9-23 进料段的物料衡算和热量衡算

将式(9-68)代入上式消去  $V'$  并整理可得

$$F(H_V - H_F) = (L' - L)(H_V - H_L)$$

即 
$$\frac{L' - L}{F} = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L} \tag{9-70}$$

令 
$$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L} \tag{9-71}$$
  
$$\approx \frac{\text{每摩尔进料汽化为饱和蒸气所需热量}}{\text{进料的摩尔汽化热}}$$

$q$  值称为进料热状况参数, 对于各种进料热状况, 均可用式(9-71)计算  $q$  值。

由式(9-70)及式(9-68)可得

$$L' = L + qF \tag{9-72}$$

$$V' = V + (q - 1)F \tag{9-73}$$

在石油化工生产中, 加入精馏塔的进料可以有以下 5 种热状态:

- (1) 过冷液体(温度低于泡点);
- (2) 饱和液体;
- (3) 气、液混合物(温度介于泡点和露点之间);
- (4) 饱和蒸气;
- (5) 过热蒸气(温度高于露点)。

由式(9-72)及式(9-73)可以看出, 当进料是饱和液体、气液混合物或饱和蒸气时,  $q$  值即等于进料中的液相分率。由进料的热状况及精馏段的  $V$  及  $L$ , 不难求得提馏段的  $V'$  及  $L'$ 。

图 9-24 定性地表示不同的进料热状况时进料段各物流的关系。

下面定量地分析 5 种进料热状况时进料段各物流的关系:

1. 过冷液体进料

当进料液体温度低于其泡点时, 由于在进料板上与饱和气相接触, 故  $V'$  中必有一部分先冷凝, 以冷凝放出的热量把进料加热到泡点, 然后两相方能等摩尔汽化和冷凝, 因此离开进料板的液相包括三个部分, 即自精馏段下降的  $L$ , 进料量  $F$  以及额外冷凝的部分。显然此时上升到精馏段的蒸气量  $V$  要比提馏段的  $V'$  小, 其差值为额外冷凝量。即

$$L' = L + F + Q/r_c \tag{9-74}$$

式中  $r_c$ ——汽化热, J/mol;

$Q$ ——上升到进料板的蒸气额外冷凝量所放出的热量, 亦即使进料温度上升到其泡点温度所需要的热量, J。

$$Q = FC_p(t_b - t_f) \tag{9-75}$$

式中  $C_p$ ——在进料温度和其泡点温度之间的平均定压摩尔比热容, J/(mol · K);

$t_f$ ——进料温度, °C;

$t_b$ ——进料的泡点温度, °C。

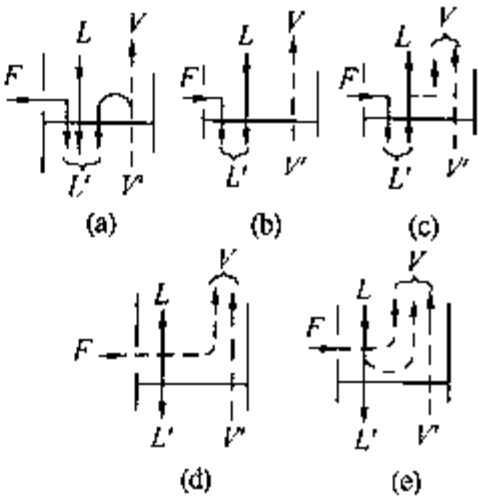


图 9-24 进料热状况对进料段各物料的影响

(a) 过冷液体进料; (b) 饱和液体进料; (c) 气液混合物进料; (d) 饱和蒸气进料; (e) 过热蒸气进料

将式(9-75)代入式(9-74)可得

$$L' = L + F + \frac{FC_p(t_b - t_f)}{r_v} \quad (9-76)$$

式(9-76)与式(9-72)对比即得

$$q = 1 + \frac{C_p(t_b - t_f)}{r_v} \quad (9-77)$$

由上式可以看出, 在过冷液体进料时,  $t_b > t_f$ , 所以  $q > 1$ 。

## 2. 饱和液体进料

由于此时  $t_f = t_b$ , 故由式(9-76)及式(9-77)可知

$$\begin{aligned} L' &= L + F \\ q &= 1 \end{aligned}$$

由式(9-73)可知  $V' = V$

## 3. 气液混合物进料

原料进塔后, 气相部分与提馏段上升的气相汇合进入精馏段, 原料中液相部分与精馏段液相汇合进入提馏段。此时

$$\begin{aligned} V &= V' + F(1 - q) \\ L' &= L + Fq \\ 0 &< q < 1 \end{aligned}$$

## 4. 饱和蒸气进料

由于进料中没有液体, 故  $L = L'$ ,  $V = V' + F$ ,  $q = 0$ 。

## 5. 过热蒸气进料

此种情况恰与过冷液体进料相反, 当进料气相进入精馏段最下一层塔板时, 气相温度必先降至其露点, 然后才能与液相进行等摩尔冷凝和汽化, 在由进料温度降到露点时, 要放出热量, 使与之相接触的液相额外汽化一部分。因此自精馏段最下一块板上升的气相量包括三个部分, 即自提馏段上升之气相量  $V'$ 、原料量以及为将进料温度降至其露点温度所需额外汽化的量  $\Delta V$ 。由于此额外汽化量, 使下降到提馏段的液相量比精馏段的  $L$  少, 即  $L' < L$ 。此时

$$\begin{aligned} V &= F + V' + \Delta V \\ L &= L' + \Delta V \end{aligned}$$

对照  $q = \frac{L' - L}{F}$  可知, 过热蒸气进料时,  $q < 0$ 。

将式(9-72)代入式(9-67)可将提馏段操作线方程写成

$$y'_{m+1} = \frac{L + qF}{L + qF - W} x'_m - \frac{W}{L + qF - W} x_w \quad (9-78)$$

对一定的操作条件而言, 上式中  $L$ 、 $F$ 、 $W$ 、 $x_w$  及  $q$  均已知, 故可由  $x'_m$  计算出  $y'_{m+1}$ 。

## (四) 逐板计算法求理论板数

在导出了精馏段和提馏段的操作线方程以后, 可以交替使用操作线方程和相平衡关系来求得所需的理论板数。

若塔顶装设全凝器, 则图9-20中  $y_1 = x_D$ , 由相平衡关系解出  $x_1$ , 将  $x_1$  代入式(9-62)可算出  $y_2$ , 由  $y_2$  通过相平衡关系又可算出  $x_2$ , 如此重复计算, 直到组成与进料组成相近为

止。对于饱和液相进料，如果算得  $x_n < x_F < x_{n-1}$ ，则说明第  $n$  层理论板是加料板，上述计算共使用过  $n-1$  次相平衡关系，因此精馏段需要  $n-1$  层理论板。此后，可改用提馏段操作线，图 9-21 中进入提馏段顶层板的液相组成近似为  $x_{n-1}$ ，由式(9-78)可算得  $y'_1$ ，再利用相平衡关系求出  $x'_1$ ，由  $x'_1$  利用式(9-78)求出  $y'_2$ ，如此重复计算，直到  $x'_m \leq x_W$  为止。由于一般再沸器的分离能力相当于一层理论板，故提馏段所需的理论板层数应为  $(m-1)$ 。

逐板计算法是求理论板层数的基本方法之一，概念清晰，计算结果较准确，但该方法比较繁琐，计算量大。故一般在二元理想物系精馏塔的计算中较少采用，常常采用简便的图解法 (McCabe - Thiele 法)。

(五)  $y-x$  图解法求理论板数

$y-x$  图解法与逐板计算法并无实质性区别，其基本方法也是交替运用操作线方程和相平衡关系。只是不用数学方法计算，而是在  $y-x$  图上进行。

1. 精馏段操作线方程在  $y-x$  图上的表示

由式(9-64)，略去其中  $y_{n+1}$  和  $x_n$  的下标，则得

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} \tag{9-79}$$

根据恒摩尔流假定， $L$  为定值，且在设计中， $D$  及  $x_D$  也是定值，故  $R$  也是不变的，因此式(9-79)为一直线方程，将其标绘在  $y-x$  图上，是一条斜率为  $\frac{R}{R+1}$ ，截距为  $\frac{x_D}{R+1}$  的直线。如图 9-25 所示。虽然已知斜率和  $y$  轴上的截距便能作出精馏段的操作线，但是一般采用更为方便的作图法，即在  $y-x$  图上定出  $y$  轴上的截距和操作线与对角线的交点，然后连一直线。由于对角线上任一点  $y=x$ ，将其代入式(9-29)可解得  $x=y=x_D$ ，即精馏段操作线和对角线交于  $a(x_D, x_D)$  点，由于设计时  $x_D$  已知，因此很容易在对角线上定出此交点。

2. 提馏段操作线方程在  $y-x$  图上的表示

由式(9-78)，略去方程式中  $y'_{m+1}$  及  $x'_m$  的下标及上标可得

$$y = \frac{L+qF}{L+qF-W}x - \frac{W}{L+qF-W}x_W \tag{9-80}$$

式(9-80)与对角线方程联解，得出交点的坐标为  $x=x_W$  及  $y=x_W$ ，即图 9-25 中的  $b$  点。由于提馏段操作线截距往往很小，且为负值，作图既不方便又不准确，因而常常取它与精馏段操作线的交点及与对角线的交点来作图。两段操作线的交点方程式可由联解两操作线方程式而得。

由式(9-62)，略去变量的下标并整理可得

$$Vy = Lx + Dx_D \tag{9-81}$$

由式(9-66)，略去变量的上、下标可得

$$V'y = L'x - Wx_W \tag{9-82}$$

将式(9-81)、式(9-82)相减，

$$(V-V')y = (L-L')x + Dx_D + Wx_W \tag{9-83}$$

由式(9-73)、式(9-72)、式(9-53)可得

$$V-V' = -(q-1)F$$

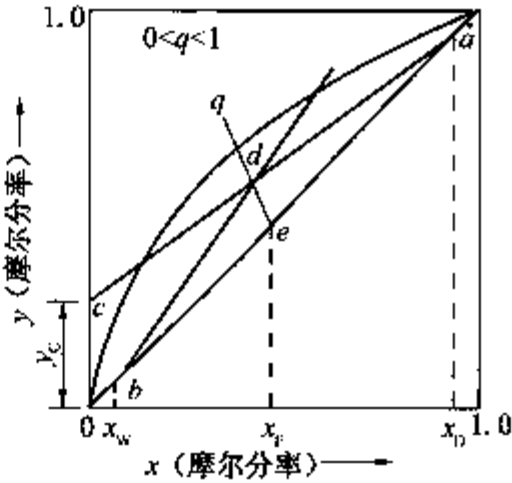


图 9-25 操作线的作法

$$L - L' = -qF$$
$$Dx_D + Wx_W = Fx_F$$

代入式(9-83), 得

$$-(q-1)Fy = -qFx + Fx_F$$
$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} \tag{9-84}$$

上式称为 $q$ 线方程, 在 $y-x$ 图上代表两段操作线交点的轨迹。其实质是进料的物料平衡关系, 在 $y-x$ 图上是斜率为 $q/(q-1)$ 、截距为 $-x_F/(q-1)$ 的直线。同样, 可以将 $y=x$ 代入式(9-84)找到 $q$ 线与对角线的交点坐标 $x=x_F, y=y_F$ , 即图9-25中的 $e$ 点。当精馏段操作线已在 $y-x$ 图上作出后, 过 $e$ 点作斜率为 $q/(q-1)$ 的直线, 交精馏段操作线于 $d$ 点, 联 $bd$ 即得提馏段操作线。

3. 不同进料热状况的 $q$ 线

不同进料热状况的 $q$ 线表示在表9-7及图9-26中。

表 9-7 不同进料热状况的 $q$ 值及 $q$ 线

进料热状况	进料热焓 $H_F$	$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L}$	$q$ 线的斜率 $\frac{q}{q-1}$	$q$ 线在 $y-x$ 图上的位置
过冷液体	$H_F < H_L$	$>1$	$+$	$ed_1$
饱和液体	$H_F = H_L$	$1$	$\infty$	$ed_2$
气液混合物	$H_L < H_F < H_V$	$0 < q < 1$	$-$	$ed_3$
饱和蒸气	$H_F = H_V$	$0$	$0$	$ed_4$
过热蒸气	$H_F > H_V$	$<0$	$+$	$ed_5$

由表9-7可以看出, 各种不同进料热状况的 $q$ 值及 $q$ 线的斜率是不同的。因此 $q$ 线与操作线的交点也是变化的。

4. 图解法求理论板线的步骤

由 $y-x$ 图解法求理论板数可按如下步骤进行(图9-27)。

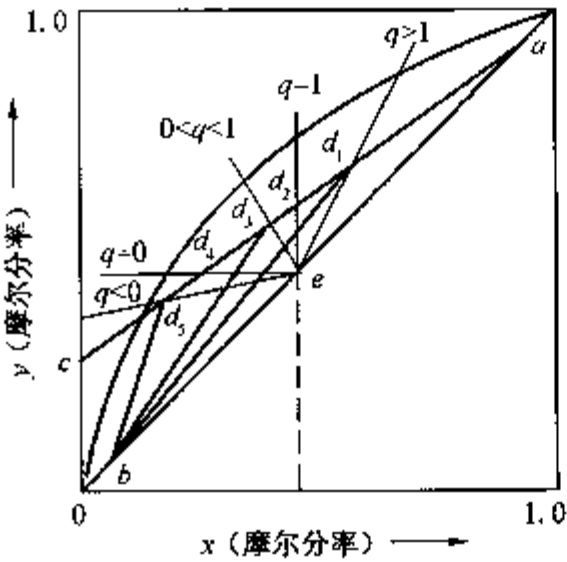


图 9-26 不同进料热状况的 $q$ 线

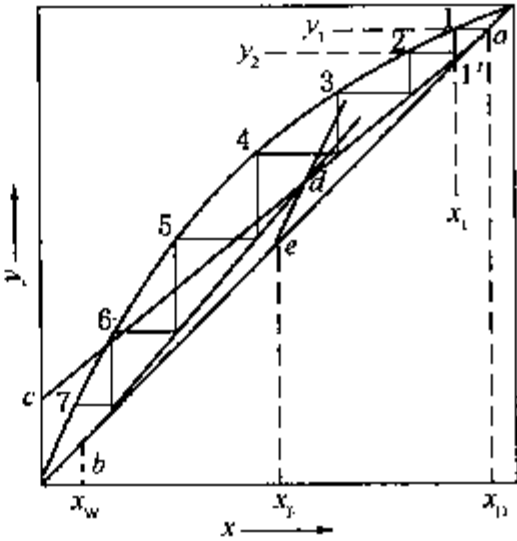


图 9-27  $y-x$ 图解法求理论板数

- (1) 在直角坐标上绘出恒压下的 $y-x$ 平衡曲线和对角线。
- (2) 在 $x$ 轴上定出 $x_D、x_F、x_W$ 三点, 通过三点作垂线交对角线于 $a、e、b$ 三点。

(3) 在  $y$  轴上定出  $y = \frac{x_D}{R+1}$  的点  $c$ ，联  $a$ 、 $c$  两点得到精馏段操作线。

(4) 由进料热状况求出  $q$  线的斜率  $q/(q-1)$ ，过  $e$  点作  $q$  线。

(5) 将  $q$  线与精馏段的交点  $d$  与  $b$  联成提馏段操作线。

(6) 从点  $a$  开始在平衡线与精馏段操作线之间作梯级，当梯级跨过两段操作线交点  $d$  时，改在平衡线与提馏段操作线之间作梯级，直到梯级的垂直线达到或跨过  $b$  点为止。如果塔顶采用全凝器，塔底采用再沸器，则梯级的总数减 1 即为塔内所需的理论板数；如果塔顶采用分凝器，冷凝液全部作为回流，则认为气相产品是与回流处于相平衡状态，离开塔顶第一层板的气相经过分凝器后轻组分得到提浓，故分凝器相当于一块理论板。如塔底采用再沸器，则塔内所需理论板数应为总梯级数减 2。进料板相当于跨过两段操作线交点的梯级。

图解法也可以从图 9-27 中的  $b$  点开始作梯级，一直到最上面一个梯级的水平线与对角线的交点达到或超过  $a$  点为止。

每个梯级在平衡线上的顶点代表一层理论板，该点的纵坐标和横坐标代表离开该板的平衡气、液相组成。由代表理论板的相平衡线上的点向下作垂线，其与操作线的交点代表相邻两层板间气液两相的组成。两段操作线的交点并不代表塔内某处的组成。

5. 适宜的进料位置

前已述及，当所作梯级跨过两段操作线交点时应更换操作线，跨过交点的梯级即代表适宜的进料板。此时为完成一定分离任务所需的理论板数最少，如图 9-28(c) 所示。如果梯级已跨过两段操作线交点  $d$ ，仍继续在精馏段和平衡线之间画梯级，则在同样的分离任务时所需的理论板数会增多，如图 9-28(a) 所示。反之，如还没有跨过交点而过早地更换操作线，也会使理论板数增加，如图 9-28(b) 所示。因此，当梯级跨过两段操作线交点时更换操作线是适宜的，由此定出的进料位置称为适宜的进料位置。

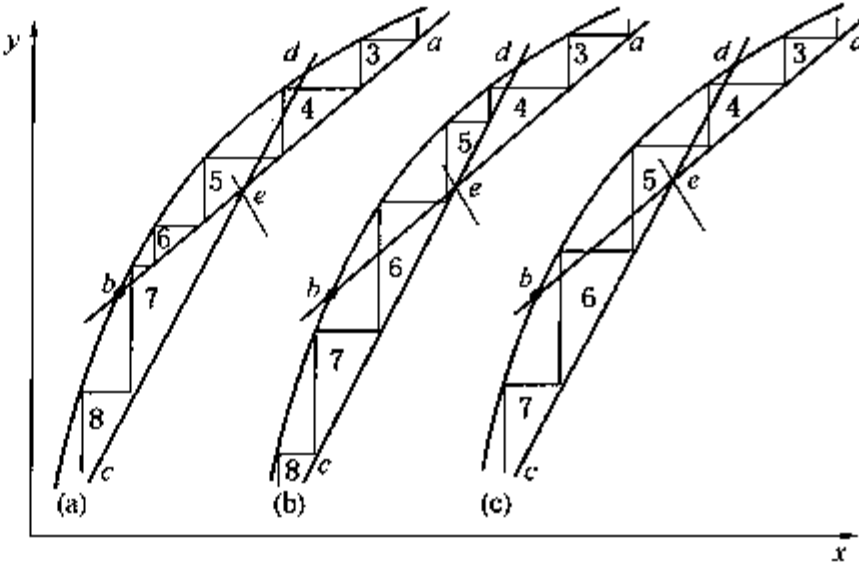


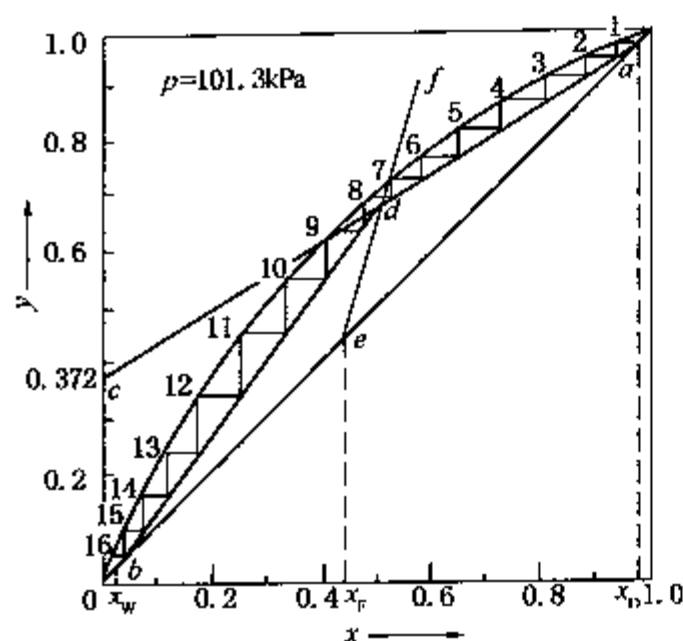
图 9-28 适宜的加料位置

【例 9-11】 某连续精馏塔在常压下分离含苯 44% (摩尔分率，下同) 的苯-甲苯溶液，要求塔顶产品中含苯 97.5%，塔底产品中苯的浓度为 2.35%，原料进塔温度为 20℃，操作回流比为 1.62。试由图解法确定为完成此分离任务所需的理论板数及适宜的进料位置。

苯-甲苯在 101.3kPa 下的相平衡数据为：

苯在液相中的摩尔分率( $x$ )	苯在气相中的摩尔分率( $y$ )	苯在液相中的摩尔分率( $x$ )	苯在气相中的摩尔分率( $y$ )
1.0	1.0	0.4	0.619
0.9	0.959	0.3	0.507
0.8	0.912	0.2	0.372
0.7	0.857	0.1	0.208
0.6	0.791	0.05	0.112
0.5	0.713	0	0





例 9-11 附图

解：由题给的苯-甲苯溶液气、液平衡数据在  $y-x$  上作出相平衡曲线，同时作出对角线。在  $x$  轴上过  $x_D=0.975$ ， $x_F=0.44$ ， $x_W=0.0235$  分别作垂线交对角线于  $a$ 、 $e$ 、 $b$  三点。精馏段操作线在  $y$  轴上的截距应为  $x_D/(R+1)=0.975/(1.62+1)=0.372$ ，据此找到  $c$  点，联  $ac$  得到精馏段操作线。

由图 9-3 得当进料  $x_F=0.44$  时，其泡点为  $93^\circ\text{C}$ 。在此温度下查有关图表集可得苯的汽化热为  $389\text{kJ/kg}$ ，即  $30340\text{J/mol}$ ，同样可以得到甲苯的汽化热为  $34280\text{J/mol}$ ，于是原料的汽化热为  $30340 \times 0.44 + 34280 \times 0.56 = 32550\text{J/mol}$ 。

原料液温度为  $20^\circ\text{C}$ ，泡点为  $93^\circ\text{C}$ ，在此温度范围内平均温度为  $(20 + 93)/2 = 56.5^\circ\text{C}$ 。由图册查得苯与甲苯的比热容均为  $1.84\text{kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$ ，原料的摩尔质量为  $M_F=0.44 \times 78 + 0.56 \times 92 = 85.8\text{g/mol}$ ，于是原料在平均温度下的摩尔比热容为  $1.84 \times 85.8 = 158\text{J/(mol} \cdot ^\circ\text{C)}$ ， $1\text{mol}$  原料变成饱和蒸气所需的热量为

$$(93 - 20) \times 158 + 32550 = 44080\text{J/mol}$$

故 
$$q = \frac{44080}{32550} = 1.35$$

$q$  线的斜率为 
$$q/(q-1) = 1.35/(1.35-1) = 3.86$$

由此斜率自  $e$  点作  $ef$  线交精馏段操作线  $dc$  于  $d$  点，联  $bd$  即得提馏段操作线。

从  $a$  点起在平衡线与精馏段操作线之间作梯级，将梯级自上而下编号，第 8 个梯级跨过两段操作线的交点  $d$ ，此后在平衡线与提馏段操作线之间作梯级，直到 16 个梯级的横坐标小于  $x_W$  为止，如图 9-11 所示。实际共需 15.7 层理论塔板(包括再沸器)，其中精馏段 7 层，提馏段 7.7 层(不包括再沸器)。加料板为从塔顶数起的第 8 层。

在图解过程中，可以发现随着苯浓度(或甲苯浓度)的提高，梯级高度愈来愈小。梯级的高度表示一层理论板分离作用的大小，也就是说在苯浓度很高的区域每层板的分离作用很小，如果塔顶(或塔底)产品已经很纯，则若此时纯度再提高一点，可能所需理论板数会增加很多。

用图解法求板数时，如果塔顶及塔底产品的纯度要求很高，而在  $x_D$  和  $x_W$  附近的相平衡线与操作线又很接近。此时可将图的两端的坐标刻度在辅助图上放大后作梯级，以便得到准确的结果。

#### 四、实际塔板数与精馏塔的效率

上述计算都是假定塔板为理论板来进行的，即塔板上气、液两相接触得很充分，两相分离时达到平衡，分离过程进行到了最大限度。但是实际的精馏塔中往往达不到这种理想条件，也就是说实际塔板的分离能力一般要比理论板差，实际所需的塔板一般要比理论板数多。因此在计算为完成一定分离任务所需的实际塔板数时，除了要知道理论板数外，还需知道塔的效率。



板式塔的效率有几种不同的定义：全塔效率，板效率和点效率。

(一) 全塔效率  $E_T$

为完成一定分离任务所需的理论板数  $N_T$  和实际板数之比称为全塔效率。

$$E_T = N_T / N \tag{9-85}$$

对于一个现场操作的精馏塔，如果测出其回流比、进料及产品组成时，便可用前面所叙述的方法计算出为完成该分离任务所需的理论板数  $N_T$  (应不包括再沸器和分凝器)。再根据该塔实际所用的板数  $N$  便可求出该塔的全塔效率  $E_T$ 。

在设计时为了确定所需的实际板数必须具有全塔效率的数据。此种数据或取自于工厂的实际经验数据，或取自实验装置的试验数据。轻碳氢化合物的全塔效率一般为 70% ~ 90%。

当没有可靠的实验数据时，可根据一些经验关系来估算。图 9-29 表示对烃类精馏应用较多的全塔效率图。该图横坐标代表两个对效率影响最大的因素的乘积，即相对挥发度  $\alpha$  和进料的黏度  $\mu_L$  的乘积，纵坐标则代表全塔效率  $E_T$ 。图中曲线称为奥康奈尔 (O'Connell) 关联曲线。

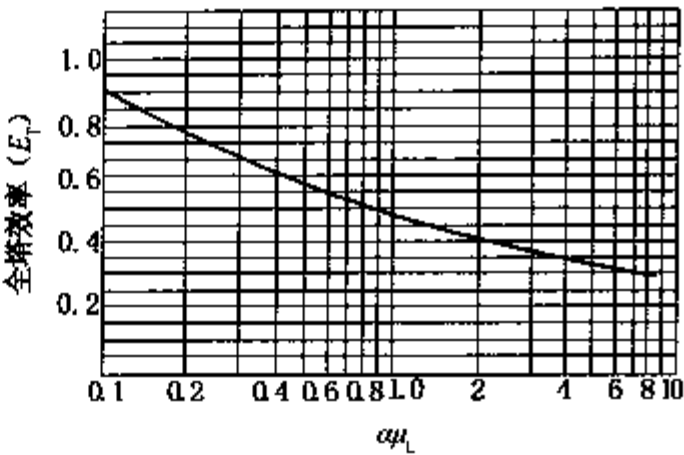


图 9-29 全塔效率关联曲线

该曲线也可以用下式表达

$$E_T = 0.49 (\alpha \mu_L)^{-0.245} \tag{9-86}$$

运用图 9-29 求  $E_T$  时，相对挥发度取塔顶塔底算术平均值时的数据。进料的黏度则按各组分液相黏度的摩尔平均值计算。

$$\mu_L = \sum x_i \mu_{L,i} \tag{9-87}$$

式(9-86)及式(9-87)中

- $\mu_L$ ——进料的液相黏度，mPa·s；
- $x_i$ ——进料中组分  $i$  的摩尔分率；
- $\mu_{L,i}$ ——组分  $i$  于全塔算术平均温度下的液相黏度，mPa·s。

图 9-29 原来是由泡罩塔的经验数据作出，但实验结果证明，不同结构的塔板其效率相差不大，但塔径却有相当大的影响。表 9-8 列出在不同的液流长度 (指液体在塔板上流过的距离) 下，图 9-29 中  $E_T$  读数应增加的百分数。

表 9-8 液流长度对全塔效率的影响

液流长度/m	图 9-29 中 $E_T$ 应增加的比例/%	液流长度/m	图 9-29 中 $E_T$ 应增加的比例/%
0.9	0	2.5	23
1.2	10	3.0	25
1.5	15	4.5	27
1.8	20		

【例 9-12】 用图 9-29 求出例 9-11 中精馏塔所需实际板数。

解：例 9-11 中塔顶、塔底的温度可由图 9-3 读出，分别为 81℃ 和 110℃，其算术平均值为 95.5℃，按例 9-1 所给出的 Antoine 方程算得：

$$p_{*}^0 = 159 \text{ kPa}$$

$$p_{\text{甲苯}}^0 = 64.6\text{kPa}$$
$$\alpha = 159/64.6 = 2.46$$

$t = 95.5^{\circ}\text{C}$ ，由图表集可查得

$$\mu_{\text{苯}} = 0.275\text{mPa} \cdot \text{s}$$
$$\mu_{\text{甲苯}} = 0.275\text{mPa} \cdot \text{s}$$
$$\mu_{\text{L}} = \mu_1 x_1 + \mu_2 (1 - x_1) = 0.275\text{mPa} \cdot \text{s}$$
$$\alpha \mu_{\text{L}} = 2.46 \times 0.275 = 0.677$$

由图 9-29 查得  $E_{\text{T}} \approx 0.55$   
精馏段实际板数应为  $7/0.55 \approx 13$  层  
提馏段实际板数应为  $7.7/0.55 = 14$  层  
该精馏塔所需总板数为 27 层。

(二) 板效率

板效率又称默弗里 (Murphree) 板效率，是指气相或液相经过一层实际塔板前后的组成变化与设想该板为理论板前后的组成变化的比值。以气相组成表示的称为气相默弗里板效率  $E_{\text{MV}}$ ，以液相组成表示的称为液相默弗里板效率  $E_{\text{ML}}$ ，对同一层实际板两者的数值不同。以气相默弗里板效率应用较为普遍。如图 9-30 中第  $n$  层塔板的效率可以通过气相组成和液相组成表示如下：

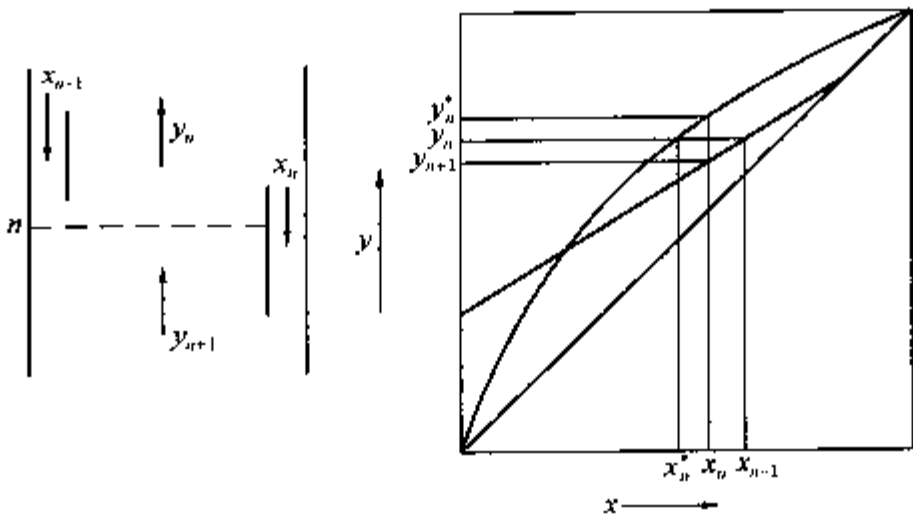


图 9-30 塔板效率

以气相组成表示

$$E_{\text{MV}} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \tag{9-88}$$

以液相组成表示

$$E_{\text{ML}} = \frac{x_{n-1} - x_n}{x_{n-1} - x_n^*} \tag{9-89}$$

式中  $y_n^*$ ——与  $x_n$  成平衡的气相组成，摩尔分率；  
 $x_n^*$ ——与  $y_n$  成平衡的液相组成，摩尔分率；  
 $y_n, y_{n+1}$ ——分别为离开  $n$  及  $n+1$  板的气相组成，摩尔分率；  
 $x_{n-1}, x_n$ ——分别为离开  $n-1$  板及  $n$  板的液相组成，摩尔分率。

在一定的简化条件下可以导出

$$E_{MV} = \frac{E_{ML}}{E_{ML} + \frac{mV}{L}(1 - E_{ML})} \quad (9-90)$$

式中  $m$ ——第  $n$  层塔板所涉及浓度范围的相平衡线斜率；

$L/V$ ——气、液两相摩尔流率之比，即操作线斜率。

由式(9-90)可见，只有当  $m = L/V$  时，才会有  $E_{MV} = E_{ML}$ 。

定义式(9-88)及式(9-89)中所涉及的气相组成是指塔板上方各处气体混合均匀后的平均组成。实际上在有溢流的塔板上，第  $n$  板的液相组成是从塔板入口处的  $x_{n-1}$  逐渐与塔板下方多排开孔升起的气体(其组成为  $y_{n+1}$ )接触并传质传热，沿液流长度上组成不断变化，最后以组成  $x_n$  离开  $n$  板，如图9-31所示。从  $n$  板上升的气相是从各处上升气相混合的结果。虽然在塔板液相出口处附近上升的气相组成不可能超过  $y_n^*$ ，但在其他地方，尤其是由塔板液相入口附近上升的气相组成便可能超过  $y_n^*$ ，从而各处混合的气相的平均组成有可能超过  $y_n^*$ ，即  $y_n > y_n^*$ ，这时由式(9-88)表示的  $E_{MV}$  就会大于 100%。

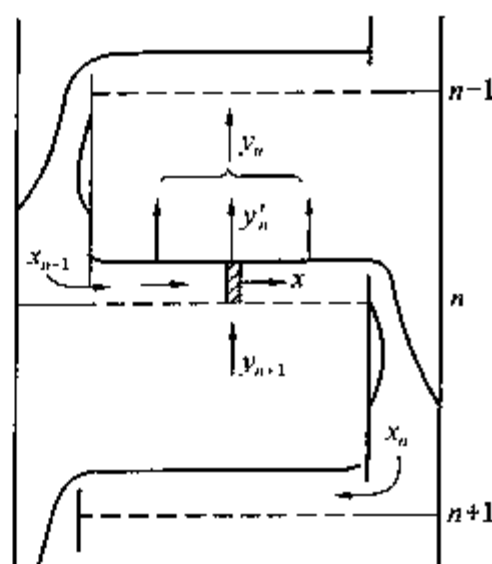


图9-31 板效率与点效率的分析

### (三) 点效率

真正能够反映某一局部的传质情况的，是该处的局部效率，称之为点效率。在图9-31中，设流经塔板某点的液相组成为  $x$ ，在此点的垂直方向上没有液相返混。与  $x$  成平衡的气相浓度为  $y^*$ ，由塔板下方进入该位置的气相浓度为  $y_{n+1}$ ，经与组成为  $x$  的液相接触后，离开的气相组成为  $y$ ，则此处的点效率可以表示为：

$$E_{OV} = \frac{y - y_{n+1}}{y^* - y_{n+1}} \quad (9-91)$$

点效率表示了某一处的气、液相接触状况，显然，点效率必然小于 100%。

### (四) 点效率与传质系数的关系

当气相在第  $n$  层塔板上液相组成为  $x$  的狭条液层内上升了一个微分高度  $dh$  后，其组成变化为  $dy$ ，在此微分高度内，由传质速率方程式可以得到：

$$V_M dy = K_{OC} p (a dh) (y^* - y)$$

整理可得

$$\frac{K_{OC} a p dh}{V_M} = \frac{dy}{y^* - y} \quad (9-92)$$

式中  $V_M$ ——气相通过单位塔截面的摩尔流率， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；

$K_{OC}$ ——以分压为推动力的总传质系数， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{Pa} \cdot \text{s})$ ；

$h$ ——泡沫层高度， $\text{m}$ ；

$p$ ——气相总压， $\text{Pa}$ ；

$a$ ——接触比表面积， $\text{m}^2/\text{m}^3$ 。

设板上液相组成为  $x$  处的泡沫层高度为  $h$ ，气相通过  $h$  的高度后，其组成由  $y_{n+1}$  变成  $y$ ，则有

$$\int_{y_{n+1}}^y \frac{dy}{y^* - y} = \int_0^h \frac{K_{OC} a p dh}{V_M}$$

由于狭层上下  $x$  不变，故  $y^*$  也是不变的，上式左侧则为

$$\begin{aligned}\int_{y_{n+1}}^y \frac{dy}{y^* - y} &= N_{OG} = -\ln \frac{y^* - y}{y^* - y_{n+1}} \\ &= -\ln \left( 1 - \frac{y - y_{n+1}}{y^* - y_{n+1}} \right) = -\ln(1 - E_{OV})\end{aligned}$$

右侧则为

$$\int_0^h \frac{K_{OG} a p d h}{V_M} = \frac{K_{OG} a p h}{V_M}$$

故 
$$E_{OV} = 1 - \exp\left(\frac{-K_{OG} a p h}{V_M}\right) = 1 - \exp(-N_{OG}) \tag{9-93}$$

由式(9-93)可知，体积传质系数  $K_{OG}a$  之值愈大， $\exp(-K_{OG} a p h / V_M)$  愈接近于零， $E_{OV}$  即愈接近于 1。

(五) 点效率与板效率的关系

板效率不但与点效率的值有关，而且与塔板上液体在流动方向上的混合情况有关。板上液体的混合情况十分复杂，大致可分为三种不同情况，即完全混合、完全不混合、部分混合。

若板上液体完全混合，则任何一处的液相组成皆相同，式(9-88)中的  $y_n^*$  与式(9-91)中的  $y^*$  相等， $y$  与  $y_n$  相等，所以  $E_{MV} = E_{OV}$ ，一般在直径很小的塔中，常常出现此种情况。

若板上液体完全不混合，即为理想的活塞流动，此时板上液体沿流动方向，其组成由  $x_{n-1}$  变成  $x_n$ 。设板上任意处的液层上下均无浓度变化，液层上方气相完全混合，各处的点效率  $E_{OV}$  相等，可以导出  $E_{MV}$  与  $E_{OV}$  的关系：

$$E_{MV} = \frac{1}{S} [\exp(SE_{OV}) - 1] \tag{9-94}$$

式中  $S$  为解吸因子， $S = mV/L$ ； $m$  为相平衡线的斜率； $V$  及  $L$  分别为气相和液相的摩尔流率 (kmol/h)；不同  $S$  值时， $E_{MV}$  和  $E_{OV}$  的关系表示于表 9-9 中。

表 9-9 板效率  $E_{MV}$  与点效率  $E_{OV}$  的关系

$E_{OV}$	$E_{MV}$		
	$S = 0.5$	$S = 1.0$	$S = 2.0$
0.2	0.21	0.22	0.25
0.4	0.44	0.49	0.61
0.6	0.70	0.82	1.16
0.8	0.98	1.23	1.98
1.0	1.30	1.72	3.19

由表 9-9 中可以看出，在某些情况下，板效率的确大于 1。

图 9-32 表示了液体完全混合与完全不混合情况下  $E_{MV}/E_{OV}$  与  $SE_{OV}$  的关系曲线。这两条线各自代表一种极端的情况，实际遇到的情况大都是介于二者之间。其  $E_{MV}/E_{OV}$  值处于图中两条线之间的某处。对于这种情况下点效率与板效率的关系，已提出各种理论和模型，具有代表性的有混合池模型<sup>[6]</sup>及湍流扩散模型<sup>[7]</sup>。

(六) 塔板效率的影响因素

凡是影响气、液两相传质传热的因素均会对塔板效率有所影响。这些因素可以分为三

大类:

(1) 物系的性质 如相对挥发度、黏度、密度、表面张力、扩散系数等。相对挥发度影响传质推动力;黏度、密度影响板上流动情况;表面张力则与泡沫的生成、大小及稳定性有关;扩散系数影响传质系数。

(2) 塔板结构 主要包括塔板的类型及塔板间距、塔径、堰高等。

(3) 操作条件 主要指气相通过塔板上的孔道的速度、温度、压强、气液相流率等,其中气速的影响十分重要。

## 五、精馏塔的热量衡算

设计精馏塔除了要确定塔本身的操作条件、塔板数及塔板结构之处,还需确定塔顶冷凝器所需取出的热量及塔底再沸器所需加入的热量。冷凝器和再沸器热负荷的大小,对精馏塔的操作费用有很大的影响,尤其是在低温下操作的精馏塔,这些热负荷大小与制冷压缩机的功率消耗有直接关系。

### (一) 全凝器的热量衡算

#### 1. 回流为过冷液体

在常压操作时,由于考虑到塔顶较轻的产品便于储存和运输,减少因挥发而带来的损失并避免危险,常将塔顶产品冷却到泡点以下的某个温度,例如原油常压蒸馏塔塔顶的汽油常冷却至  $40^{\circ}\text{C}$  以下,所以送回塔顶的回流温度低于操作压力下的泡点,称之为冷回流。从塔板上离开的液相是处于泡点的,为区别冷回流,将处于泡点下的回流称为热回流。在  $y-x$  图解中所用的回流比是热回流比。而在操作时常常知道的是冷回流量以及由此而算出的冷回流比,因此应该知道冷、热回流的关系。

对图 9-33 中的圈 1 作热量衡算

$$V_1 H_{V_1} = Q_c + L_D H_{L_D} + D H_{L_D} \quad (9-95a)$$

由圈 1 的总物料衡算可得

$$V_1 = L_D + D \quad (9-95b)$$

将式(9-95b)代入式(9-95a)并化简得

$$L_D (H_{V_1} - H_{L_D}) + D (H_{V_1} - H_{L_D}) = Q_c \quad (9-95c)$$

同样对图中圈 2 作物料衡算及热量衡算得

$$L_1 (H_{V_2} - H_{L_1}) + D (H_{V_2} - H_{L_D}) = Q_c \quad (9-95d)$$

设经过顶层塔板后汽相组成变化不是很大(这在一般情况下是合理的),可近似认为  $H_{V_2} \approx H_{V_1}$ , 式(9-95d)减式(9-95c)可得

$$L_1 (H_{V_2} - H_{L_1}) - L_D (H_{V_1} - H_{L_D}) = 0$$

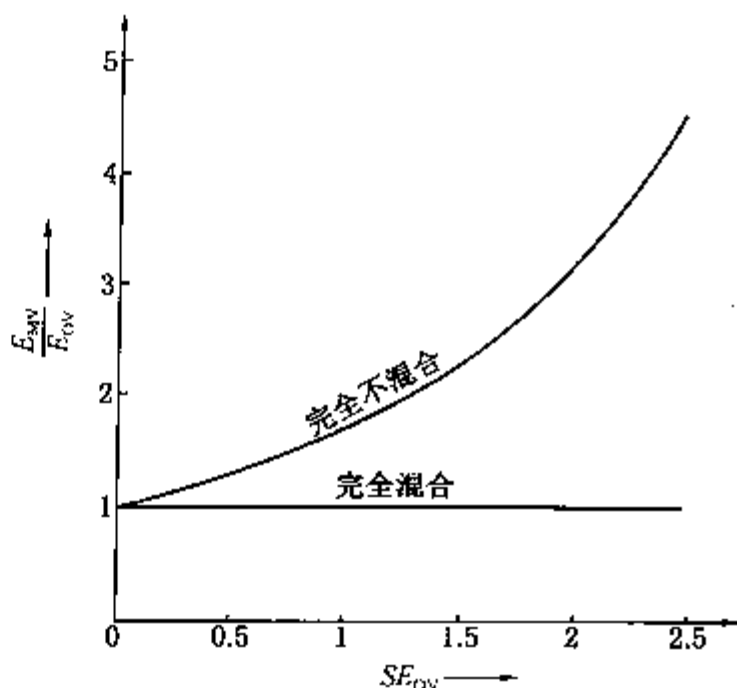


图 9-32  $E_{OV}/E_{MV}$  与  $SE_{OV}$  的关系(停留时间均匀)

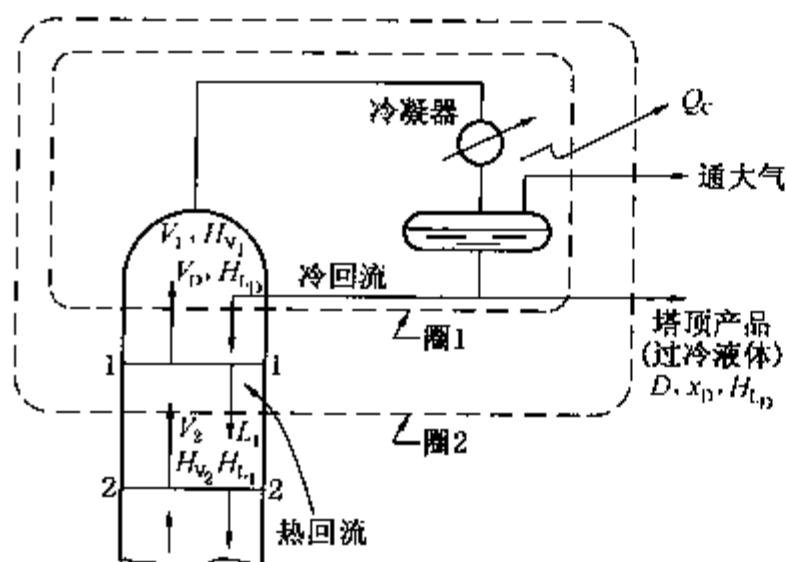


图 9-33 冷回流和热回流

$$\frac{L_1}{L_D} = \frac{H_{V_1} - H_{L_D}}{H_{V_2} - H_{L_1}} \tag{9-96}$$

上述式中  $Q_c$ ——全凝器的热负荷, kJ/h;

$L_D$ ——冷回流量, kmol/h;

$L_1$ ——离开塔顶第一层板的回流量, kmol/h;

$V_1, V_2$ ——分别为离开塔顶第一层板及第二层板的气相摩尔流率, kmol/h;

$H_{L_D}, H_{L_1}$ ——分别为冷回流及离开塔顶第一层板的热回流的摩尔热焓, kJ/kmol;

$H_{V_1}, H_{V_2}$ ——分别为离开塔顶第一层板及第二层板的气相摩尔热焓, kJ/kmol。

式(9-95c)稍加整理即可得到求全凝器热负荷的公式:

$$\begin{aligned} Q_c &= (L_D + D)(H_{V_1} - H_{L_D}) \\ &= (R_c + 1)D(H_{V_1} - H_{L_D}) \end{aligned} \tag{9-97}$$

式中  $R_c$  为冷回流比。

### 2. 回流为饱和液相

在高压操作时, 如果不考虑管路热损失, 则一般都认为是热回流, 计算公式仍然是式(9-97)的形式, 但回流比不是冷回流比。

$$Q_c = (R + 1)D(H_{V_1} - H_{L_D}) \tag{9-98}$$

式中  $H_{L_D}$  为回流及塔顶产品的摩尔热焓, kJ/kmol。

### (二) 部分冷凝器的热量衡算

对图 9-34 中的部分冷凝器作热量衡算可得

$$\begin{aligned} Q'_c &= V_1 H_{V_1} - (L H_{L_D} + D H_{V_D}) \\ &= (R + 1)D H_{V_1} - (R D H_{L_D} + D H_{V_D}) \end{aligned} \tag{9-99}$$

式中  $Q'_c$ ——部分冷凝器的热负荷, kJ/h;

$V_1$ ——由精馏塔顶层塔板上升的气相摩尔流率, kmol/h;

$H_{V_D}$ ——离开部分冷凝器的气相产品的摩尔热焓, kJ/kmol;

$H_{L_D}$ ——由部分冷凝器流下的液相回流的摩尔热焓, kJ/kmol。

回流比  $R$  是指由冷凝器冷凝下的回流量  $L$  和塔顶气相产品量之比,  $R = L/D$ , 采用部分冷凝器时也不存在冷回流问题。

### (三) 再沸器的热量衡算

对图 9-35 中的再沸器作热量衡算可得

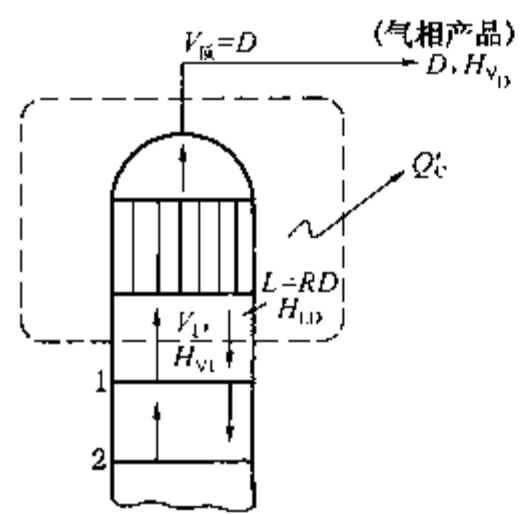


图 9-34 部分冷凝器的热量衡算

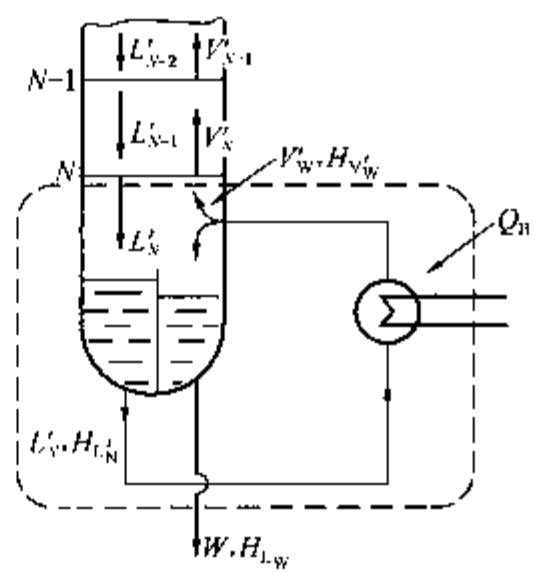


图 9-35 再沸器的热量衡算

$$Q_B = V'_w H_{V'_w} + WH_{L_w} - L'_N H_{L'_N} \quad (9-100)$$

式中  $Q_B$ ——再沸器的热负荷, kJ/h;

$V'_w$ ——由再沸器上升的气相摩尔流率, 在恒摩尔流假定下即提馏段的汽相量  $V'$ , kmol/h;

$H_{V'_w}$ ——气相  $V'_w$  的摩尔热焓, kJ/kmol;

$L'_N$ ——由提馏段底层塔板流下的液相摩尔流率, kmol/h;

$H'_{L'_N}$ ——液相  $L'_N$  的摩尔热焓, kJ/kmol;

$H_{L_w}$ ——塔底产品的摩尔热焓, kJ/kmol。

若近似取  $H_{L_w} \approx H'_{L'_N}$ , 则式(9-100)可简化为

$$Q_B = V'_w (H_{V'_w} - H_{L_w}) \quad (9-101)$$

当冷凝器的热负荷  $Q_c$  (或  $Q'_c$ ) 已知时, 再沸器的热负荷  $Q_B$  也可以由全塔热量衡算求出。

#### (四) 全塔热量衡算

对图 9-36 中的精馏塔作全塔热量衡算可得

$$FH_F + Q_B = DH_{L_D} + WH_{L_w} + Q_c + Q_{损} \quad (9-102)$$

式中  $H_F$ ——进料的摩尔热焓, kJ/kmol;

当进料为气、液两相进料, 汽化分率为  $e$  时, 进料的摩尔热焓可按下式计算:

$$H_F = eH_{V_F} + (1-e)H_{L_F} \quad (9-103)$$

其中  $H_{V_F}$  为进料中气相的摩尔热焓, kJ/kmol;

$H_{L_F}$  为进料中液相的摩尔热焓, kJ/kmol。

$Q_{损}$ ——精馏塔的热损失或冷量损失。对于高于常温操作的精馏塔为正值, 对低于常温操作的塔应为负值, 因外界向塔内传热, 故也称为冷量损失。 $Q_{损}$  一般需按塔的操作温度和保温情况予以估算。

由式(9-102)不难看出, 在设计一个精馏塔时, 由于  $FH_F$ 、 $DH_{L_D}$  及  $WH_{L_w}$  已定,  $Q_{损}$  一般大致不变, 因此当冷凝器热负荷  $Q_c$  增大时, 再沸器热负荷  $Q_B$  必然也增大。由式

(9-98)可以看出, 当回流比  $R$  增大时,  $Q_c$  会增大, 所以  $Q_B$  也会增大。

**【例 9-13】** 计算例 9-11 中苯-甲苯精馏塔塔顶冷凝器及塔底再沸器的热负荷。已知塔顶冷凝器出口的回流及产品温度为 35℃, 进料量为 5000kg/h。

解: (1) 塔顶冷凝器的热负荷  $Q_c$

该塔塔顶产品为液相, 采用冷凝器, 由图 9-3 可查得在常压下塔顶产品的泡点温度为 80.5℃, 这比 35℃ 为高, 故回流及塔顶产品均为过冷液体。例 9-11 中  $y-x$  图解时使用的回流比为 1.62, 此系热回流比, 需将其换算成冷回流比, 可根据式(9-96)

$$\frac{L_1}{L_D} = \frac{H_{V_1} - H_{L_D}}{H_{V_2} - H_{L_1}}$$

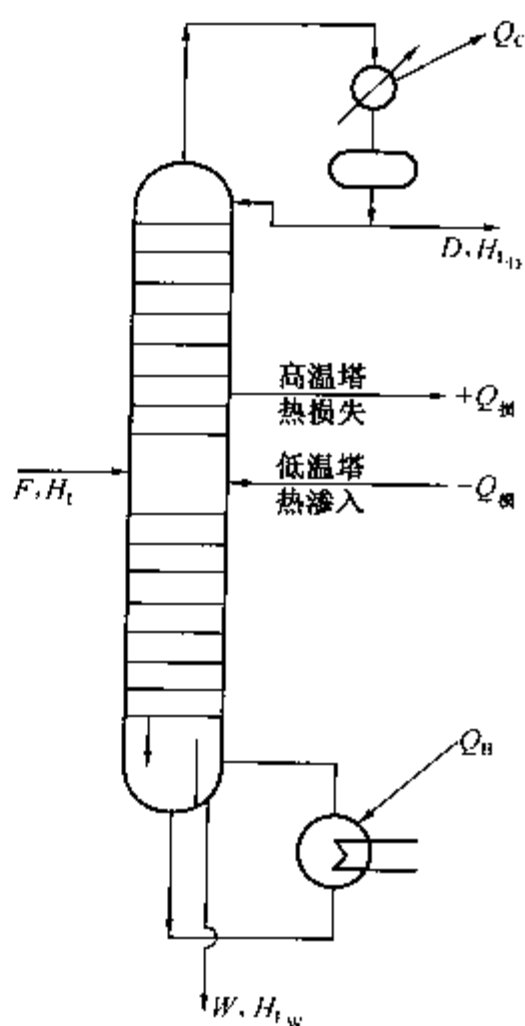


图 9-36 全塔热量衡算



由于塔顶产品较纯，故气相通过顶层板浓度变化不大，可近似认为  $H_{v_2} \approx H_{v_1}$ 。从例 9-12 可知该塔塔顶温度为  $81^\circ\text{C}$ ，即顶层板的温度也是  $81^\circ\text{C}$ 。

由图册查得不同温度下的苯、甲苯热焓，算出混合物的热焓，列于下表：

组成(含苯)	相 态	温度/ $^\circ\text{C}$	苯的热焓/ $\text{kJ} \cdot \text{kmol}^{-1}$	甲苯热焓/ $\text{kJ} \cdot \text{kmol}^{-1}$	混合物热焓/ $\text{kJ} \cdot \text{kmol}^{-1}$
0.975	液	35	20250	21830	20290
0.95	液	81	27110	29750	27240
0.975	汽	81	58130	64210	58280
0.44	液	20	17960	19260	18690
0.0235	液	110	31350	34890	34810

进料的摩尔质量

$$M_F = 78 \times 0.44 + 92 \times 0.56 = 85.8 \text{ g/mol}$$

进料的摩尔流率

$$F = \frac{5000}{85.8} = 58.3 \text{ kmol/h}$$

塔顶产品的摩尔流率

$$\begin{aligned} D &= F \times \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W} = 58.3 \times \frac{0.44 - 0.0235}{0.975 - 0.0235} \\ &= 25.5 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

热回流的摩尔流率

$$L_1 = 1.62 \times 25.5 = 41.3 \text{ kmol/h}$$

冷回流的摩尔流率

$$\begin{aligned} L_D &= L_1 \times \frac{H_{v_1} - H_{L_1}}{H_{v_1} - H_{L_D}} = 41.3 \times \frac{58280 - 27240}{58280 - 20290} \\ &= 33.7 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

冷回流比  $R_C = L_D/D = 33.7/25.5 = 1.32$

由式(9-97)

$$\begin{aligned} Q_C &= (R_C + 1)D(H_{v_1} - H_{L_D}) \\ &= (1.32 + 1) \times 25.5 \times (58280 - 20290) \\ &= 2.25 \times 10^6 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$Q_C$  也可由式(9-95d)解得，式中  $L_1$  是热回流量。通过上述计算可以了解冷回流比的计算方法，由计算结果可知，本例题中冷回流比比热回流比小得多。

(2) 再沸器的热负荷

由式(9-102)，忽略热损失可解得

$$\begin{aligned} Q_B &= DH_{L_D} + WH_{L_W} + Q_C - FH_F \\ &= 25.5 \times 20290 + (58.3 - 25.5) \times 34810 + 2.25 \times 10^6 - 58.3 \times 18690 \\ &= 2.82 \times 10^6 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

$Q_B$  也可以从式(9-101)求出。

## 六、主要操作因素分析

在设计精馏塔时，有些操作参数是由生产要求规定的，例如进料的流率和组成，塔顶塔底产品的组成。但是有些操作参数则可在设计中规定，例如回流比  $R$ ，操作压力  $p$ ，进料热状况等。要作出适宜的选择，就必须知道它们对精馏塔操作的影响。

### (一) 回流比 $R$ 的影响及适宜回流比的选择

回流比是精馏塔操作中一项极其重要的参数，应加以重点讨论。由精馏段操作线方程 [式(9-64)]

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_D$$

可以看出，当采用较高的回流比时，操作线的斜率

$$\frac{R}{R+1} = \frac{1}{1 + \frac{1}{R}}$$

将会增大，精馏段操作线的位置将下移，向对角线靠拢，如图 9-37 所示。由于提馏段的操作线必定与精馏段的操作线在  $q$  线上相交，因此其位置也必然随着回流比  $R$  的增大而向对角线靠拢，提馏段操作线斜率减小。

由图 9-37 可看出，当回流比由  $R_1$  增至  $R_2$  后，所画的梯级变大，即通过每层塔板的气、液相浓度变化增大，每层塔板的分离能力提高。因此回流比增大后为完成同一分离任务所需的理论板数  $N_T$  将减少。

#### 1. 全回流 ( $R = \infty$ )

回流量增大的极限是将塔顶汽相冷凝后全部送回顶层塔板作回流，称为全回流。这种情况下塔顶产品量  $D=0$ ，因此  $R=L/D=\infty$ ，此时精馏段操作线的斜率为

$$\frac{R}{R+1} = \frac{1}{1 + \frac{1}{R}} = 1$$

即在  $y-x$  图上精馏段操作线将与对角线重合，当然提馏段也必然与对角线重合。因此全回流时对角线即代表全塔的操作线。将  $R=\infty$  代入精馏段操作线方程 [式(9-64)] 可得  $y_{n+1}=x_n$ ，即全回流时相邻两层板间截面气、液二流的组成相等。

由图 9-38 可以看出，当  $R=\infty$  时，每层塔板的分离能力达到最大值 (所画的梯级最

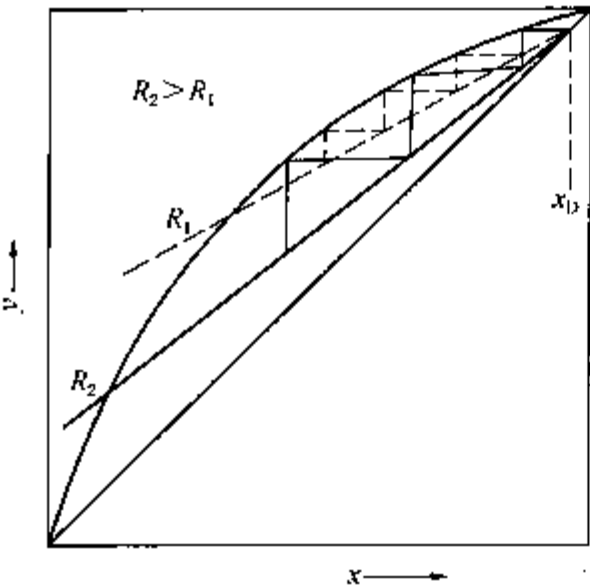


图 9-37 回流比对塔板数的影响

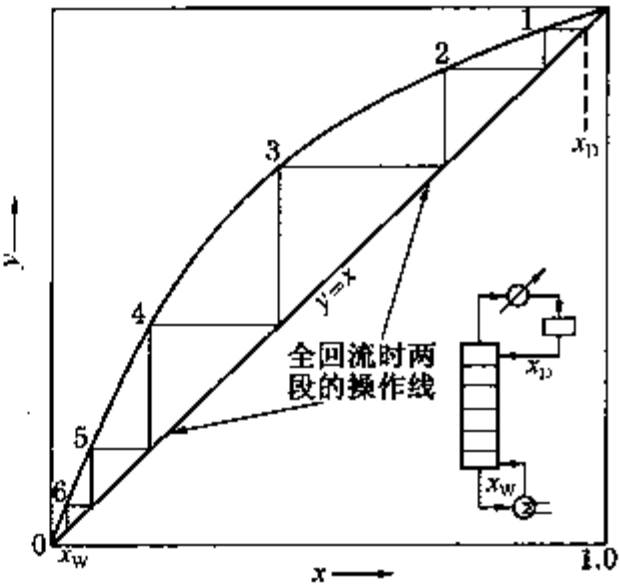


图 9-38 全回流时所需的理论板数

大), 因此所需理论板数量少。虽然全回流时每层塔板的分离能力最大, 但是既不进料也不出产品, 在正常生活上不能采用, 只是在开工或调整塔操作时作为临时性的操作手段。由于全回流时既无进料又不出产品, 这就使实验室装置简单、操作简便, 所以实验室测定一些有关精馏的数据也常在全回流的条件下作出, 此外在一些计算方法中也常用到全回流时的理论板数作为重要计算参数。

全回流时所需的理论板数以  $N_{\min}$  表示,  $N_{\min}$  可在  $y-x$  图上图解求得, 也可以由芬斯克(Fenske)公式计算得到, 该式是由交替运用相平衡方程和操作线方程而推导出来的, 其推导过程如下:

将式(9-39)用于第  $n$  层理论板可得

$$\left(\frac{y_A}{y_B}\right)_n = \alpha_n \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_n$$

全回流时的操作线方程式为

$$y_{n+1} = x_n$$

若塔顶使用全凝器, 则有

$$y_1 = x_D$$

由相平衡关系有

$$\left(\frac{y_A}{y_B}\right)_1 = \alpha_1 \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_1 = \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D$$

由操作线方程可知  $y_{A2} = x_{A1}$ ,  $y_{B2} = x_{B1}$

$$\left(\frac{y_A}{y_B}\right)_2 = \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_1$$

所以

$$\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D = \alpha_1 \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_1 = \alpha_1 \left(\frac{y_A}{y_B}\right)_2$$

由相平衡关系又可写出

$$\left(\frac{y_A}{y_B}\right)_2 = \alpha_2 \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_2$$

于是

$$\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D = \alpha_1 \alpha_2 \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_2$$

若将再沸器视为第  $N_{\min} + 1$  层理论板, 重复上述计算过程可得

$$\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D = \alpha_1 \alpha_2 \cdots \alpha_{N_{\min}+1} \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_W$$

以平均的  $\alpha_m^{N+1}$  代替上式中  $N+1$  个  $\alpha$  的乘积, 上式可写成

$$\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D = \alpha_m^{N_{\min}+1} \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_W$$

即

$$N_{\min} + 1 = \frac{\lg \left[ \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D \left(\frac{x_B}{x_A}\right)_W \right]}{\lg \alpha_m} \quad (9-104)$$

式中  $N_{\min}$ ——全回流时所需的理论板数(不包括再沸器);

$\alpha_m$ ——全塔平均相对挥发度, 当  $\alpha$  变化不大时可取  $\alpha_m = \sqrt{\alpha_{\text{顶}} \cdot \alpha_{\text{底}}}$ 。

式(9-104)称为芬斯克公式, 该式可用于多元精馏, 只需将下标 A、B 分别换成  $i$ 、 $j$  即可。

## 2. 最小回流比

当回流比减小时，在  $y-x$  图上精馏段操作线的斜率将减小，即操作线向上移向相平衡曲线，提馏段操作线也将上移，其斜率增大，为完成同一分离任务所需的理论板数将增多。当回流比减小到某一数值时，两段操作线的交点恰落在相平衡曲线上，说明进料处相邻两塔板间的气、液两流处于相平衡状态，即  $y_{n+1}$  与  $x_n$  成平衡。但是由理论板的概念， $y_n$  与  $x_n$  也是成平衡的，于是  $y_n = y_{n+1}$ ，这就表明在进料处塔板的分离作用为零。在  $y-x$  图上进料处附近的梯级越来越小，以至于作图不可逾越该点。采用这样的回流比操作时理论上需要无穷多理论板，此时之回流比称为最小回流比，以  $R_{\min}$  表示，显然  $N_T \rightarrow \infty$ 。在实际的精馏塔中只能采用有限的塔板数，因此最小回流比是一个极限值，实际采用的回流比必须大于最小回流比  $R_{\min}$ 。

由图 9-39 中的几何关系可以导出最小回流比的计算公式。

$$\text{精馏段操作线斜率} = \frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{x_D - y_e}{x_D - x_e}$$

解得

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_e}{y_e - x_e} \quad (9-105)$$

式中  $y_e$  和  $x_e$  为  $q$  线和相平衡曲线交点的纵坐标和横坐标，即进料中平衡气、液两相轻组分的摩尔分率。

最小回流比的大小与相对挥发度、塔顶产品组成、进料组成及进料热状况有关。

对于相平衡曲线形状特殊的非理想溶液有时不能

按式(9-105)计算，而必须根据具体的  $y-x$  曲线作切线求解，如图 9-40 所示。

## 3. 适宜回流比的选择

设计时的回流比取得大一些，可以少需要一些理论板数，塔体的建造费可能低一些。但是回流比大可导致塔内的气相量增大，使冷凝器和再沸器的热负荷增加，塔的操作费和附属设备的投资将因此增大。气相量增大后所需的塔径增大，投资可能增加。

回流比增大和塔板数的减少并不是简单的反比关系，当回流比稍许超过最小回流比时，塔板数  $N$  急剧减少，随着  $R$  的增加，其对  $N$  的影响就显著减弱，缓缓趋于全回流时的最少板数  $N_{\min}$ 。

由以上分析可知，回流比对设备费用和操作费用都有影响，图 9-41 表示它们之间定性

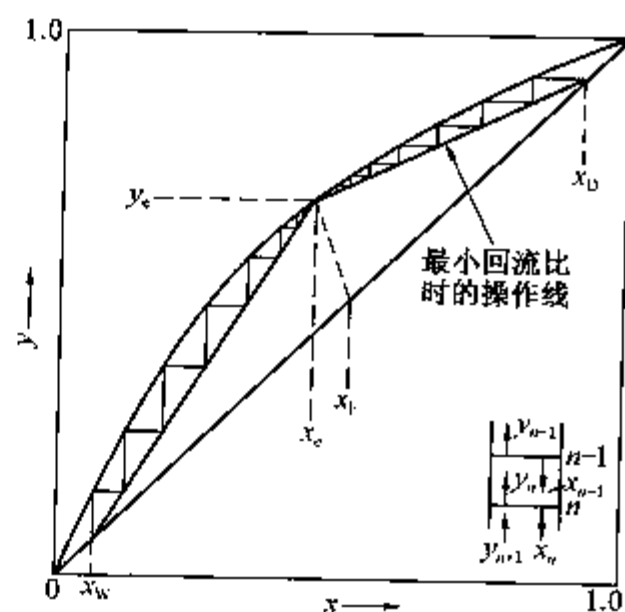


图 9-39 最小回流比

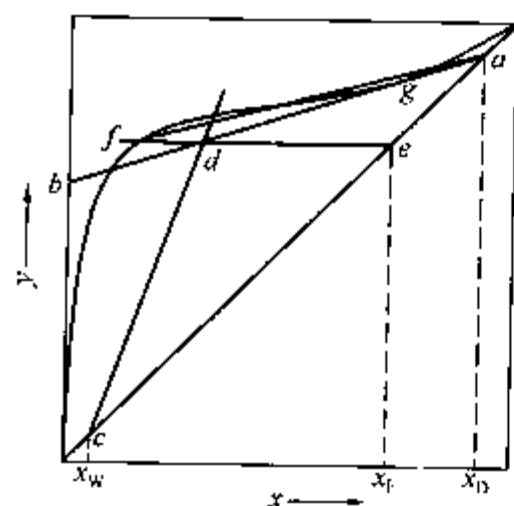


图 9-40 切线法求  $R_{\min}$

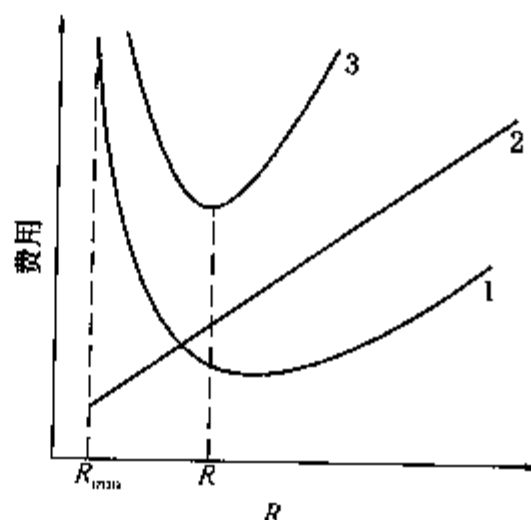


图 9-41 适宜回流比

的关系。由图中可以看出,操作费用(图中线2)随回流比的增大接近正比增加,而设备费用(线1)则当 $R$ 稍许超过最小回流比时,由于所需塔板数剧减,因而下降很快。随着 $R$ 的继续增大,由于塔板数减少的幅度减小,而塔径不断增大,附属设备费也增加,因此设备费下降平缓,待超过某一回流比后,设备费用也将随回流比的增大而上升。

从技术经济的角度来看,适宜回流比应是操作费用与设备费用总和(线3)为最小时的回流比。在通常情况下,根据实际经验,此回流比约为 $R_{\min}$ 的1.1~2.0倍。

【例9-14】 计算苯-甲苯二元混合物在例9-11的条件下精馏的最小回流比,并求出 $R/R_{\min}$ 。

解:由例9-11可知, $q=1.35$ ,应由 $q$ 线方程和相平衡方程联解 $x_c$ 和 $y_c$ 。从例9-11附图可知, $x_c$ 在0.4~0.6之间,由该例题的相平衡数据可知,当 $x_c=0.4$ 时, $K_A=\frac{0.619}{0.4}=1.55$ ,

$$K_B=\frac{0.381}{0.6}=0.635, \text{ 于是 } \alpha_1=\frac{1.55}{0.635}=2.44; \text{ 当 } x_c=0.6 \text{ 时, } K_A=\frac{0.791}{0.6}=1.318,$$

$$K_B=\frac{0.209}{0.4}=0.523, \alpha_2=\frac{1.318}{0.523}=2.52 \quad \text{取 } \alpha=\frac{\alpha_1+\alpha_2}{2}=\frac{2.44+2.52}{2}=2.48$$

联解下列二方程求出 $x_c$ 及 $y_c$ :

$$y=\frac{q}{q-1}x-\frac{x_F}{q-1}$$

$$y=\frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x}$$

将已知数代入,上述二式变成

$$y=3.86x-1.13 \quad (\text{A})$$

$$y=\frac{2.48x}{1+1.48x} \quad (\text{B})$$

联解(A)、(B)二式可得 $x_c=0.47$ ,  $y_c=0.69$ 。将此结果代入式(9-105)解得

$$R_{\min}=\frac{x_D-y_c}{y_c-x_c}=\frac{0.975-0.69}{0.69-0.47}=1.30$$

$$R/R_{\min}=1.62/1.30=1.25$$

## (二) 操作压力

设计时产品组成是工艺条件要求决定的,不能随意改变,但是温度和压力却有相当宽的选择余地(组成已定,压力和温度中只能选定一项,因自由度为2)。一般首先考虑在塔顶采用廉价的水作冷却剂,在这种情况下可将产品冷却到45℃(此温度不可取得太低,因必须保证塔顶冷凝器的传热温度差)以下。如果需要冷却到较低的温度,则需采用其他的致冷剂(如液氨等)。根据这个温度和塔顶产品组成便可以由泡点方程式求凝液的饱和蒸气压。

对低压下的二元理想溶液,可按式(9-6)计算,

$$p=p_A^0x_A+p_B^0(1-x_A)$$

如果求出 $p>101.3\text{kPa}$ ,表示要在加压下操作。当压力较高时,应由 $K_Ax_A+K_B(1-x_A)=1$ 猜算压力,对多元物系则可采用 $\sum K_ix_i=1$ 求压力。

如果由泡点方程式求出的压力 $p<101.3\text{kPa}$ ,是否必须采用减压操作呢?在这种情况下一般先按常压操作考虑,只要在回流罐上方接通大气便可使塔内保持常压操作。通大气后,因回流罐中的压力为常压,而凝液的饱和蒸气压低于101.3kPa,所以凝液处于过冷状态。

送回塔顶的回流是低于泡点的冷回流。

假如采用上述方法于常压下精馏时，精馏的温度过高，会造成化合物热分解，则需考虑在塔顶设置抽真空设备，采用减压操作。炼油厂的常压重油在减压下进行蒸馏以及石油化工厂糠醛、酚、高级醇、醚的减压精馏再生均属于此类。

当精馏在加压下进行，如果计算出的泡点压力高于 1.48MPa，则应考虑采用部分冷凝器以降低操作压力。如果泡点压力高于 2.52MPa，则应考虑采用致冷剂，以免一方面因操作压力过高而提高设备和操作费用，另一方面因温度过高而使被加工的物料热分解或高于物料的临界压力。

### (三) 进料热状况

当进料及产品组成已定时，进料热状况对所需的理论板总数一般影响不大，但是对塔板在精馏段和提馏段中的分配比例却有明显的影响，由图 9-26 可以看出， $q$  值减小时，精馏段所需板数增多，提馏段所需板数减少，适宜的进料位置将下移； $q$  值增大时，情况则相反。

进料热状况对再沸器和冷凝器的热负荷也有影响。 $q$  值减小时，精馏所需的最小回流比  $R_{\min}$  将增大，也就是操作回流比要增大，因此冷凝器的热负荷需增加。

当回流比一定时，进料  $q$  值减小，可使再沸器热负荷  $Q_R$  减小，但由于进料加热汽化所消耗的热量却要相应的增加，结果总热量消耗变化并不大。

### (四) 现成塔的操作分析

以前的分析和计算都是在设计条件下进行的，即进料流率、产品组成已定，而塔板数、进料位置、冷凝器和再沸器的传热面积是待定的。对于现场操作的精馏塔，塔板数、进料位置、冷凝器和再沸器的传热面积已定，但进料流率和组成、产品的流率和组成均可能变动。现成塔调节操作的目的是要使塔顶和塔底产品的质量达到设计要求，下面列举几种操作中常遇到的情况。

#### 1. 塔顶、塔底产品均不合格

此时塔顶产品中轻组分浓度偏低，而塔底产品中轻组分浓度偏高，使塔顶温度上升，塔底温度下降。

为了使塔顶、塔底产品重新达到合格，必须提高精馏段和提馏段塔板的分离能力，最方便的方法是增大回流比，使每层塔板分离能力加强，因两段的塔板数未变，因此塔顶产品的组成将上升，塔底产品的组成则下降，产品的质量得到提高。但由于回流比增大，冷凝器和再沸器的热负荷均将上升，须作相应的调节。

#### 2. 塔顶产品不合格，塔底产品超过分离要求

这种情况说明精馏段的分离效果不能满足要求，而提馏段的分离能力则过大。如果仍采用提高回流比的方法，虽然也能使塔顶产品质量提高，但是并不经济。这时可以考虑将进料位置下移，使精馏段的板数适当增加而减少提馏段的板数。如调节进料位置后塔顶产品仍不合格，则仍需增大回流比。

#### 3. 塔顶回流量控制一定，增大再沸器汽化量对塔操作的影响

再沸器汽化量增大后，提馏段的气相量  $V'$  将增大，但由于精馏段的液相量  $L'$  不变，所以提馏段的液相量  $L'$  也不变，于是在  $y-x$  图上提馏段操作线的斜率  $L'/V'$  将减小，位置向对角线移动，所画的梯级变大，由于提馏段的塔板数未变，因此塔底产品中轻组分的浓度  $x_w$  将降低，塔底产品量也降低。

再沸器汽化量增大后，由于提馏段的气相量  $V'$  随之增大， $V = V' + F(1 - q)$ ，所以  $V$  也会增大。现在塔顶回流量  $L$  控制不变，由  $D = V - L$  可知  $D$  将增加，由  $R = L/D$ ， $R$  将减小，使精馏段的分离效果变差，导致塔顶产品中轻组分浓度  $x_D$  下降，塔顶温度升高。

七、二元精馏过程的几种特殊情况

前面介绍的精馏过程是没有侧线抽出，只有一个进料，且塔底使用再沸器的情况，在实际生产中常会遇到具有多股进料或有侧线抽出的塔，以及在处理水溶液物料时若水为重组分，则塔底可以不使用再沸器而直接通入水蒸气。解决这些问题所应用的基本工具还是物料衡算和相平衡，但在求理论板数时各有其特点。

(一) 塔底直接通入水蒸气

当塔顶产品为非水组分，塔底产品近于纯水时，可在塔底直接通入水蒸气作为热源而省去再沸器，以节省设备费用。

图 9-42 表示直接应用水蒸气加热的示意图。由于塔底加入的是水蒸气，它将冷凝热放出以加热塔底物料产生气相，此气相应与使用再沸器时一样多，所以精馏段的情况并无变化，即  $q$  线、精馏段操作线不变。提馏段的  $V'$  及  $L'$  也不变，只是由于冷凝水使塔底产品中轻组分浓度更小，所以与之相平衡的气相组成也要低于使用再沸器时所产生的气相的浓度，所以提馏段的板数要增加，而且排的废水量也必然增加。依据恒摩尔流，所通入直接水蒸气的量也应为  $V'$ 。由物料衡算，塔底排出的废水量应与  $L'$  相等。

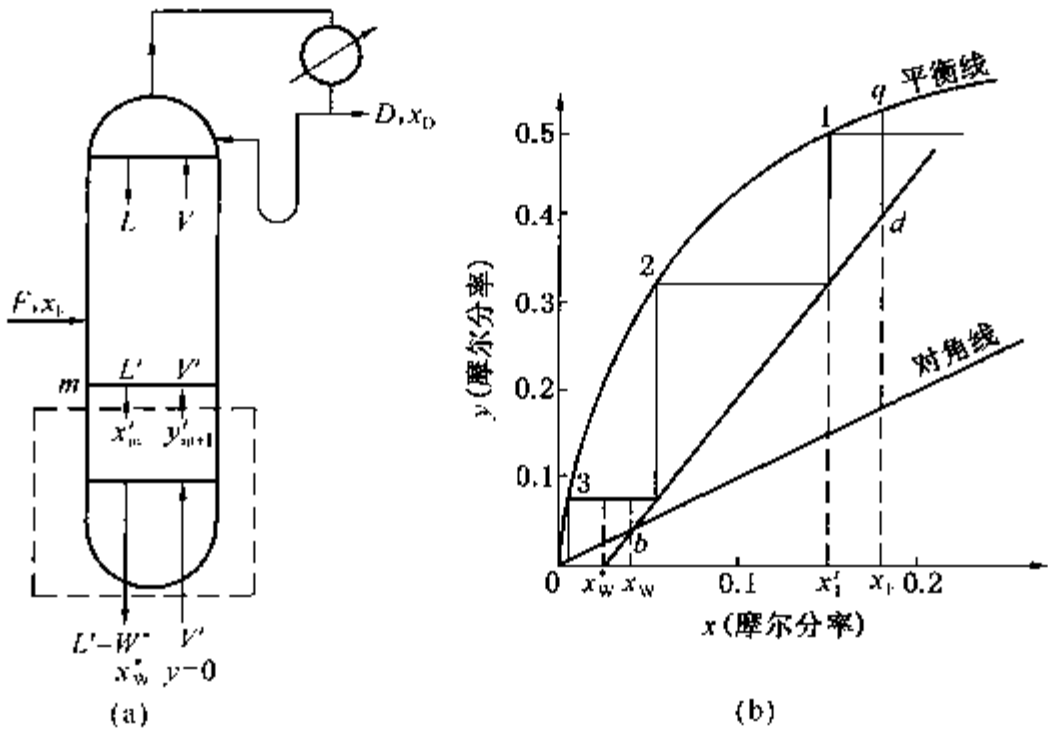


图 9-42 塔底采用直接水蒸气加热

对图中虚线圈作轻组分的物料衡算，得

$$L'x'_m = V'y'_{m+1} + W^*x_w^*$$

- 式中  $x'_m$ ——离开提馏段某层塔板  $m$  的液相的轻组分摩尔分率；
- $y'_{m+1}$ ——进入第  $m$  层塔板的气相的轻组分摩尔分率；
- $W^*$ ——塔底产品(废水)的摩尔流率；
- $x_w^*$ ——塔底废水中轻组分的摩尔分率。

由上式可得



$$\begin{aligned}
 y'_{m+1} &= \frac{L'}{V'} x_m - \frac{W^*}{V'} x_w^* \\
 &= \frac{L'}{V'} (x'_m - x_w^*)
 \end{aligned}
 \quad (9-106)$$

从式(9-106)可知, 在  $y-x$  图该操作线的斜率与使用再沸器时的提馏段操作线的斜率相等。而且由于精馏段操作线及  $q$  线没有改变, 故交点位置也不变, 所以式(9-106)所表达的操作线与式(9-67)表达的提馏段操作线相重合。另外, 从图 9-42 可知, 与排出废水在同一截面上的直接水蒸气中不含轻组分, 在式(9-106)中令  $y'_{m+1}=0$ , 则  $x'_m=x_w^*$ , 此点在  $x$  轴上。也就是说, 当以直接水蒸气为塔底热源时, 提馏段操作线与使用再沸器时的提馏段操作线相同, 作图时只需将提馏段操作线延长到与  $x$  轴相交, 所得点的横坐标  $x_w^*$  即为排出废水中轻组分的允许浓度, 显然作梯级时应作到小于或等于  $x_w^*$  为止。此时总梯级数必然大于塔底使用再沸器时的梯级数。

## (二) 具有侧线抽出的精馏塔

在石油化工生产中, 常常要求从一个塔获得不同规格的产品, 此时可根据所需的产品浓度在精馏段或提馏段不同位置上开设侧线出料口。

图 9-43 中示出在精馏段有一个侧线产品的精馏塔。在设计中常常是在一般精馏塔指定的变量的基础上还指定侧线抽出量及组成, 求塔顶、塔底产品量及为完成此分离任务所需要的板数、侧线位置。

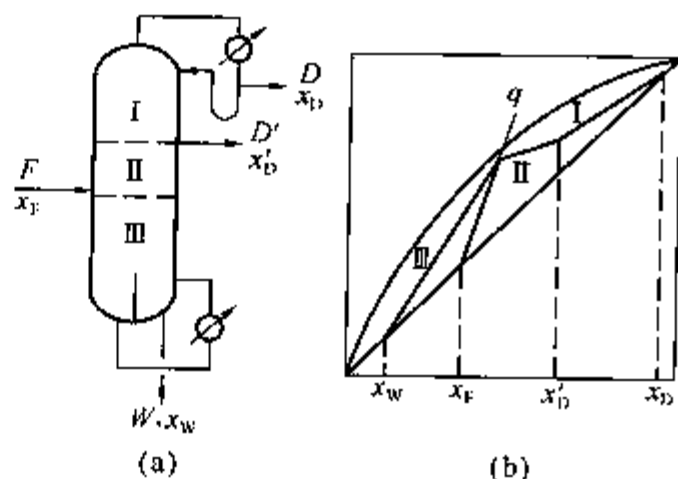


图 9-43 具有侧线抽出的精馏塔

对图 9-43 中的精馏塔作全塔物料衡算: 总物料衡算  $F=D'+D+W$

轻组分衡算  $Fx_F=D'x'_D+Dx_D+Wx_w$

上两式中,  $F$ 、 $D'$ 、 $x_F$ 、 $x'_D$ 、 $x_D$ 、 $x_w$  均已给定, 故可解出  $D$ 、 $W$  的量。

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_w - \frac{D'}{F}(x'_D - x_w)}{x_D - x_w}
 \quad (9-107)$$

$$\frac{W}{F} = \frac{x_D - x_F + \frac{D'}{F}(x'_D - x_w)}{x_D - x_w}
 \quad (9-108)$$

在恒摩尔流假定下求全塔所需的理论板数时仍然要利用相平衡方程和物料衡算方程。由于精馏段的侧线抽出, 在侧线抽出板下回流量必定减少, 所以精馏段的操作线被分成两段, 下段的斜率必较上段为小。此时三段操作线的方程应为:

$$\text{精馏段上段} \quad y_{n+1}^I = \frac{R}{R+1} x_n^I + \frac{1}{R+1} x_D
 \quad (9-109a)$$

$$\text{精馏段下段} \quad y_{s+1}^{II} = \frac{L^I - D'}{L^{II} + D + D'} x_s^{II} +
 \quad (9-109b)$$

$$\frac{D}{L^{II} + D + D'} x_D + \frac{D'}{L^{II} + D + D'} x'_D$$

$$\text{提馏段} \quad y'_{m+1} = \frac{L'}{L' - W} x'_m - \frac{W}{L' - W} x_w
 \quad (9-109c)$$

式中  $y_{n+1}^I, y_{n+1}^{II}$ ——分别为精馏段上段及下段某相邻板间截面之气相组成，摩尔分率；  
 $x_n^I, x_n^{II}$ ——分别为精馏段上段及下段与  $y_{n+1}^I, y_{n+1}^{II}$  相同截面之液相组成，摩尔分率；  
 $D', x'_D$ ——分别为侧线抽出的量(kmol/h)及组成(摩尔分率)；  
 $L^I, L^{II}$ ——分别为精馏段上段及下段的液相摩尔流率，kmol/h。

在  $y-x$  图上作出三段操作线后即可如前作梯级求出所需的总理论板数和侧线抽出位置及进料位置。

(三) 具有多股进料的精馏塔

当一个精馏塔处理几股不同组成的进料时，进料应当在塔的不同部位加进去，以避免不同物流的混合，节省分离所需的能量。图 9-44 所示为具有两个进料的精馏塔，此塔被分为三段，相应地有三条操作线。求精馏塔塔顶，塔底两端产品的量以及为完成分离任务所需的塔板数和两股进料的适宜进料位置。

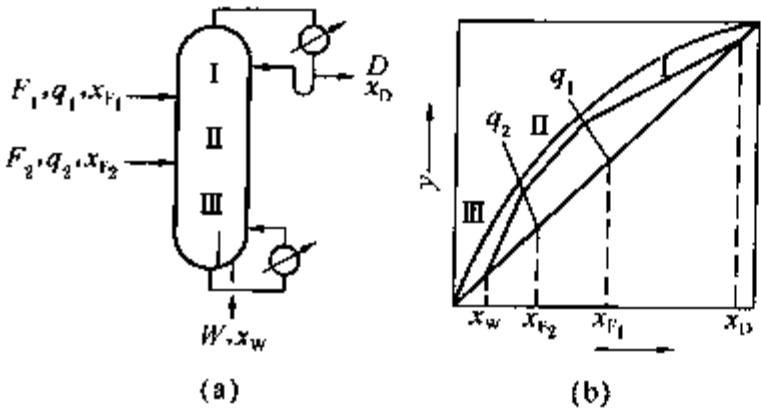


图 9-44 两股进料的精馏塔

位置，仍使用物料衡算和相平衡，由  $y-x$  图解求总板数及进料位置，方法同前。

**【例 9-15】** 某连续精馏塔，在常压下分离乙醇-水溶液。有两股进料在不同位置被送到塔内，其组成分别为  $x_{F1}=0.65$ (摩尔分率，下同)及  $x_{F2}=0.2$ ，两股原料液摩尔流率之比为  $F_1/F_2=1$ ，均为饱和液相进料，操作回流比为 2。要求塔顶产品中乙醇的摩尔分率为 0.8，塔底残液中乙醇的摩尔分率为 0.02，试求：

- (1) 塔底采用再沸器时所需的理论板数及两股进料的位置。
- (2) 塔底通入直接水蒸气时所需的理论板数。

常压下乙醇-水溶液的相平衡数据如下表：

液相中乙醇的摩尔分率	气相中乙醇的摩尔分率	液相中乙醇的摩尔分率	气相中乙醇的摩尔分率
0.0	0.0	0.45	0.635
0.01	0.11	0.50	0.657
0.02	0.175	0.55	0.678
0.04	0.273	0.60	0.698
0.06	0.340	0.65	0.725
0.08	0.392	0.70	0.755
0.10	0.430	0.75	0.785
0.14	0.482	0.80	0.820
0.18	0.513	0.85	0.855
0.20	0.525	0.894	0.894
0.25	0.551	0.90	0.898
0.30	0.575	0.95	0.942
0.35	0.595	1.0	1.0
0.40	0.614		

解：(1) 由于全塔有两股进料，所以有三段操作线方程式，第一个进料口至塔顶的操作线与无侧线的塔相同

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{1}{R+1}x_D$$

代入已知数据，上式变成

$$y_{n+1} = 0.667x_n + 0.267 \quad (1)$$

由式(1)可在  $y-x$  图上作出操作线  $ac$ ，见本题附图之(b)。

第一、二两个进料口之间的操作线方程式可由此段两任意相邻板  $s$  和  $s+1$  之间的截面至塔顶作物料衡算得到[参见本题附图之(a)]；

$$\text{总物料衡算} \quad V'' + F_1 = L'' + D \quad (2)$$

$$\text{轻组分物料衡算} \quad V''y_{s+1} + F_1x_{F_1} = L''x_s + Dx_D \quad (3)$$

式中  $V''$ ——两股进料之间各层板上升的气相摩尔流率， $\text{kmol/h}$ ；

$L''$ ——两股进料之间各层板下降的液相摩尔流率， $\text{kmol/h}$ ；

$F_1, x_{F_1}$ ——分别为第一段进料的摩尔流率及其中轻组分的摩尔分率。

由式(3)可得：

$$y_{s+1} = \frac{L''}{V''}x_s + \frac{Dx_D - F_1x_{F_1}}{V''} \quad (4)$$

由于进料  $F_1$  是饱和液相，故  $L'' = L + F_1$ ， $V'' = V = (R+1)D$ ，代入式(4)，得

$$y_{s+1} = \frac{L + F_1}{(R+1)D}x_s + \frac{Dx_D - F_1x_{F_1}}{(R+1)D} \quad (5)$$

根据全塔总物料及轻组分物料衡算，以  $F_1$  量为  $100\text{kmol/h}$  作为基准，可求得  $D$  值，

$$F_1 + F_2 = D + W = 200 \quad (6)$$

$$F_1x_{F_1} + F_2x_{F_2} = Dx_D + Wx_W$$

$$100 \times 0.65 + 100 \times 0.2 = 0.8D + 0.02W \quad (7)$$

将式(6)、(7)联立求解可得

$$D = 103.8\text{kmol/h}$$

$$W = 96.2\text{kmol/h}$$

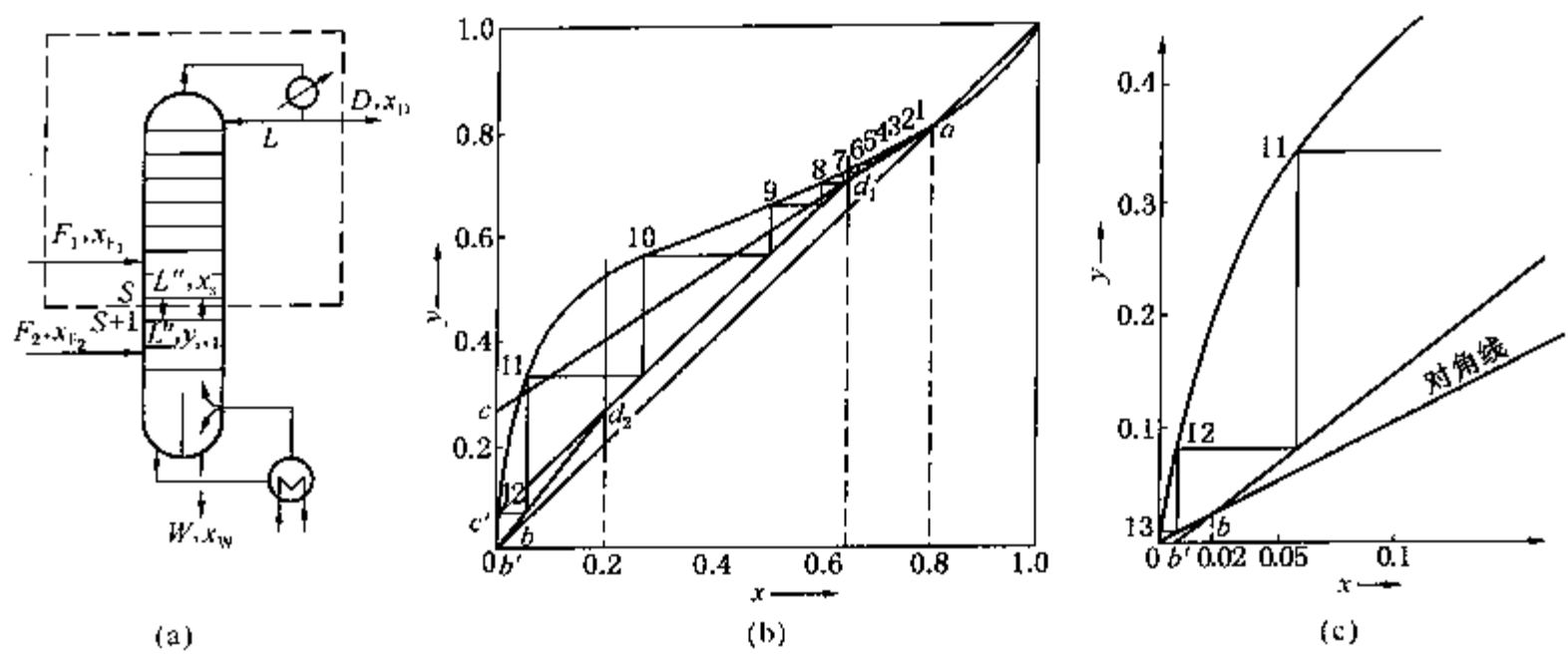
将已知数代入式(5)可得

$$\begin{aligned} y_{s+1} &= \frac{207.6 + 100}{207.6 + 103.8}x_s + \frac{103.8 \times 0.8 - 100 \times 0.65}{207.6 + 103.8} \\ &= 0.988x_s + 0.058 \end{aligned} \quad (8)$$

式(8)在  $y-x$  图上为一直线方程，由于加入了  $F_1$ ，直线的斜率必然增加，该线在  $y$  轴上的截距为 0.058，可据此找到  $c'$  点，又由第一股进料的  $q$  线和第一股进料以上的操作线可找到交点  $d_1$ ，联  $c'd_1$  即可得两股进料之间的操作线方程式。

第二股进料  $F_2$  以下塔段的操作线仍与无侧线塔相同，只需在对角线上找到 (0.02, 0.02) 的点  $b$ ，并找到两股进料之间操作线和第二股进料的  $q$  线方程的交点  $d_2$ ，联  $bd_2$  即可得进料  $F_2$  以下塔段的操作线。

在平衡线和各操作线之间画梯级得到理论板数(不包括再沸器)为 11，自塔顶往下的第 7 层为第一股进料的加料板，自塔顶往下的第 11 层为第二股进料的加料板。



例 9-15 附图

(2) 若在塔底通入直接水蒸气，则仅需将第二股进料至塔底的操作线由  $b$  点延长交横坐标于  $b'$  [为作图方便将此部分放大，如附图(c)所示]，与第一种情况一样地画梯级，直到所画梯级的垂线小于  $x_w^* = 0.0065$  [由本题附图(c)中  $b$  点横坐标读得] 为止，共需理论板 13 块，两股进料位置不变。可见塔底直接采用水蒸气时，虽省去再沸器，但需增加两层理论板。

### 八、简捷法求理论板数

#### (一) 吉利兰关联图

在精馏塔设计中，如果要从  $y-x$  图解上求取理论板数  $N_T$  与回流比的关系，进而找出最适宜的

适宜的回流比，其计算量比较大，特别是对多元精馏更是如此。如果能对多种二元和多元物系在不同的条件下精馏所测出和算出的数据加以整理，画成关联图，当选定一个回流比时便可以很快地求出所需的理论板数，这样就大大方便精馏的初步估算。当假定恒摩尔流和相对挥发度不变时，理论板数取决于  $x_{i,F}$ 、 $x_{i,D}$ 、 $x_{i,W}$ 、 $q$ 、 $R$  和  $\alpha$ 。由于全回流下最小理论板数  $N_{min}$  与  $x_{i,D}$ 、 $x_{i,B}$  及  $\alpha$  有关，而最小回流比  $R_{min}$  又与  $x_{i,F}$ 、 $x_{i,D}$ 、 $q$  及  $\alpha$  有关，因此如果把理论板数与  $N_{min}$ 、 $R_{min}$ 、 $R$  相关联起来，可能找到一种简便的求理论板数的关系。基于此种想法，吉利兰 (Gilliland) 于 1940 年对 61 种不同情况下精馏的理

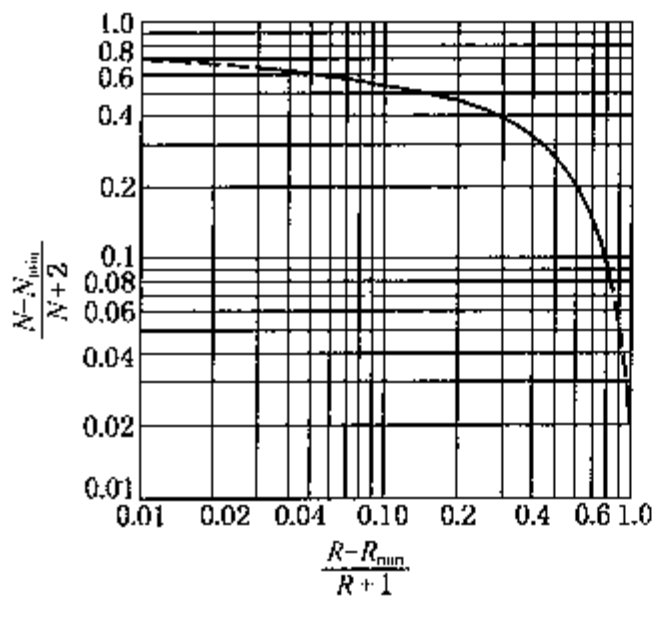


图 9-45 吉利兰关联图

论板数与回流比等数据进行关联，所得结果如图 9-45 所示。

图中  $N$  为在回流比下所需理论板数， $N$  及  $N_{min}$  均不包括再沸器。该图的应用范围如下：

- (1) 组分数：2 ~ 11；
- (2)  $q$  值：0.28 ~ 1.42；
- (3) 压力：减压操作至 4.24MPa；
- (4) 相对挥发度：1.11 ~ 4.05；

(5) 最小回流比: 0.53 ~ 9.09;

(6) 全回流下最小理论板数: 3.4 ~ 60.3。

吉利兰图不能应用于非理想溶液的精馏计算。

图 9-45 是双对数坐标, 为使用计算机计算, 也可应用于下述关联式:

$$Y = 1 - \exp \left[ \left( \frac{1 + 54.4X}{11 + 117.2X} \right) \left( \frac{X - 1}{X^{0.5}} \right) \right] \quad (9-110)$$

式中

$$Y = \frac{N - N_{\min}}{N + 2}$$

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1}$$

图中的  $N_{\min}$  由芬斯克公式计算。二元物系精馏时的最小回流比  $R_{\min}$  可以由  $y-x$  图读得  $x_e$ 、 $y_e$  后代入式(9-105)计算, 对于理想溶液还可以将

$$y_e = \frac{\alpha x_e}{1 + (\alpha - 1)x_e}$$

代入式(9-105)中, 得到

$$R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[ \frac{x_D}{x_e} - \frac{\alpha(1 - x_D)}{1 - x_e} \right] \quad (9-111)$$

当进料为饱和液相时,  $x_e = x_F$ , 上式可写成

$$R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[ \frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha(1 - x_D)}{1 - x_F} \right] \quad (9-112)$$

当进料为饱和气相时,  $y_e = y_F$ , 式(9-111)可写成

$$R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left( \frac{\alpha x_D}{y_F} - \frac{1 - x_D}{1 - y_F} \right) - 1 \quad (9-113)$$

## (二) 适宜进料位置

当精馏段和提馏段两段板数相差不多时可以认为

$$\begin{aligned} \frac{N_R}{N_S} &\approx \frac{(N_R)_{\min}}{(N_S)_{\min}} \\ &= \frac{\lg \left[ \left( \frac{x_A}{x_B} \right)_D \left( \frac{x_B}{x_A} \right)_F \right] \lg [(\alpha_W \alpha_F)^{0.5}]}{\lg \left[ \left( \frac{x_A}{x_B} \right)_F \left( \frac{x_B}{x_A} \right)_W \right] \lg [(\alpha_D \alpha_F)^{0.5}]} \end{aligned} \quad (9-114)$$

式中  $N_R$ ,  $N_S$ ——精馏段及提馏段所需理论板数( $N_S$  中包括再沸器);

$(N_R)_{\min}$ ,  $(N_S)_{\min}$ ——全回流时精馏段和提馏段所需最小理论板数(提馏段最小理论板数, 包括再沸器);

$\left( \frac{x_A}{x_B} \right)_F$ ——进料中轻、重组分组成之比;

$\alpha_D$ ,  $\alpha_F$ ,  $\alpha_W$ ——塔顶、进料、塔底条件下的相对挥发度。

当进料为泡点时, 下述柯克布莱德经验公式则可较好地应用于一般情况:

$$\frac{N'_R}{N'_S} = \left[ \left( \frac{x_B}{x_A} \right)_F \left( \frac{x_{A,W}}{x_{B,D}} \right)^2 \left( \frac{W}{D} \right) \right]^{0.206} \quad (9-115)$$

式中  $\left(\frac{x_B}{x_A}\right)_F$  ——进料中重组分组成与轻组分组成之比值;  
 $N'_R$  ——精馏段理论板数(包括部分冷凝器);  
 $N'_S$  ——提馏段理论板数(不包括进料板, 但包括再沸器)。

第五节 其他蒸馏方式

一、水蒸气蒸馏

在石油化学工业中, 常常有一些有机物分离时在较高的蒸馏温度下容易分解, 如果它们不溶于水, 则可以利用通入水蒸气的方法, 降低其沸点, 使这些有机物在较低的温度下得以分离。这种蒸馏方式称为水蒸气蒸馏。

(一) 沸点降低原理

互不相溶的两个液相, 当达到气-液-液三相平衡时, 气相总压是各组分在平衡温度时的蒸气分压之和。由于在水蒸气蒸馏时, 水蒸气具有一定分压, 于是对于待分离的有机化合物来说, 其蒸气分压之和必小于总压, 因而能在较低的温度下进行蒸馏。

例如对于纯水与油品的混合物, 纯水在体系温度  $t$  下的饱和蒸气压为  $p_w^0$ , 油品在温度  $t$  下的饱和蒸气压为  $p_{oil}^0$ , 与两个液相平衡的汽相总压为二者之和

$$p = p_{oil}^0 + p_w^0 \tag{9-116}$$

$p_{oil}^0$  与  $p_w^0$  仅与温度有关, 而与各自的数量无关, 只要两相存在, 体系的压力总是  $p_{oil}^0 + p_w^0$ , 即混合液的平衡总压总是比体系中任一物质的蒸气压高, 所以其沸点(即体系温度  $t$ )就比体系中任一物质的沸点低。

(二) 水蒸气消耗系数

图 9-46 可用于方便地查找水蒸气蒸馏时的沸点, 图中有两类曲线, 一类是与水不互溶的有机化合物(以 A 表示)蒸气压  $p_A^0$  与温度  $t$  的关系, 另一类为  $(p - p_w^0)$  与温度  $t$  的关系, 根据总压不同, 图上绘有三条  $(p - p_w^0)$  与  $t$  的关系线,  $p$  各自为 760mmHg, 300mmHg, 60mmHg。当两类关系线相交时, 交点的纵坐标为  $p_A^0 = p - p_w^0$ , 即  $p_A^0 + p_w^0 = p$ , 故交点的横坐标即为此压力下水蒸气蒸馏的沸点。例如需寻找 300mmHg 总压下甲苯水蒸气蒸馏时的沸点,

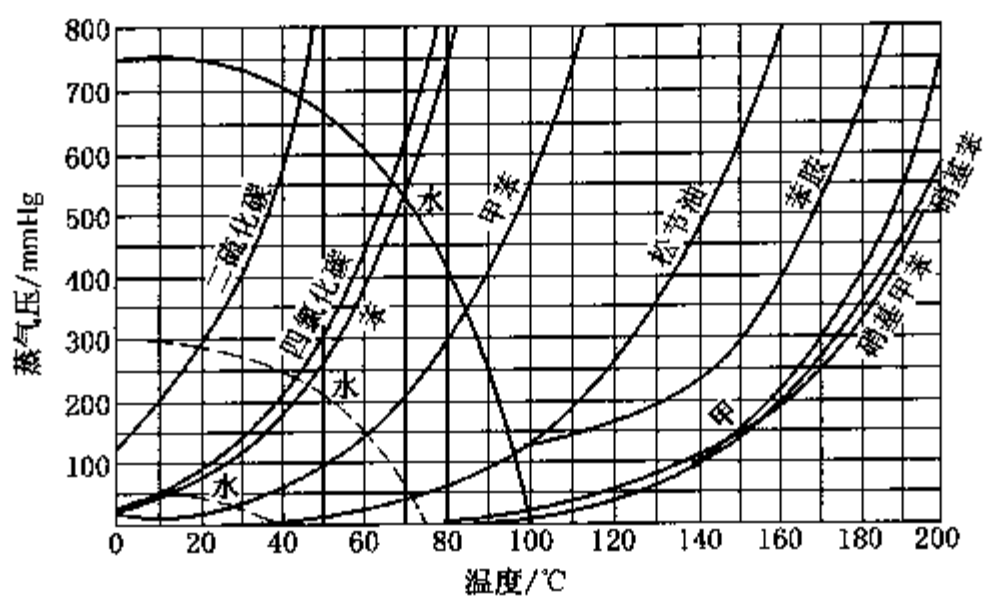


图 9-46 水蒸气蒸馏时的蒸气压曲线

只需找到代表甲苯  $p_A^0 \sim t$  的曲线与 300mmHg 时  $p - p_w^0$  的曲线之交点，其横坐标  $t \approx 60^\circ\text{C}$  即为沸点。从图中也可查出，当不存在水蒸气时，300mmHg 压力下甲苯的沸点约为  $82^\circ\text{C}$ ，显然使用水蒸气蒸馏时沸点降低很多。

由于气相中水蒸气有一定的分压，故水蒸气蒸馏时，对于有机化合物来说，相当于减压到  $(p - p_w^0)$  下的蒸馏，有效地降低了蒸馏的温度。水蒸气分压愈大，则此种降低愈明显。但水蒸气蒸馏也有其缺点，即消耗水蒸气，水蒸气分压愈大，在蒸出产品的同时消耗水蒸气愈多。水蒸气称为带出剂，其用量可以如下计算：

$$\frac{N_w}{N_A} = \frac{p_w^0}{p_A^0} \tag{9-117}$$

式中  $N_w, N_A$  分别为蒸馏出的水蒸气及 A 物质的摩尔流率。

当以质量计时，

$$\frac{G_w}{M_w} \bigg/ \frac{G_A}{M_A} = \frac{p_w^0}{p_A^0}$$

即 
$$\frac{G_w}{G_A} = \frac{p_w^0 M_w}{p_A^0 M_A} = \frac{18 \times p_w^0}{M_A p_A^0} \tag{9-118}$$

式中  $G_w, G_A$  分别为蒸馏出的水蒸气及 A 物质的质量流率，式的左端表示蒸馏单位质量 A 物质所消耗的水蒸气质量，称为水蒸气消耗系数，水蒸气蒸馏与单纯减压蒸馏各有其优缺点，水蒸气蒸馏所需设备简单，操作容易，但能耗较大。

### (三) 过热水蒸气蒸馏

在石油化工过程中，通常并不采用饱和蒸气，而是采用过热水蒸气。例如原油常压和减压蒸馏，在塔底通入的均是过热水蒸气，此时液相中没有水存在，仅在气相中存在过热水蒸气。

此时体系的总压  $p$  应等于过热水蒸气的分压  $p_w$  与油品饱和蒸气压  $p_{oil}^0$  之和。

$$p = p_w + p_{oil}^0$$

与饱和水蒸气相似，在过热水蒸气存在下，只要油品的饱和蒸气压与水蒸气分压之和等于体系的总压时，即开始汽化，于是油品汽化温度便大大降低，使之不会过热结焦。此种加入过热水蒸气的操作在油品蒸馏中称为汽提。

过热水蒸气的消耗系数可以用上面类似的方法导出：

$$\frac{G_w}{G_{oil}} = \frac{M_w \cdot p_w}{M_{oil} \cdot p_{oil}^0} = \frac{18(p - p_{oil}^0)}{p_{oil}^0 M_{oil}} \tag{9-119}$$

## 二、间歇精馏

如果蒸馏釜中液体部分汽化后的气相不是立即引出冷凝，而是先通过一种带有回流的分馏柱，如板式塔或填料柱等，使之进行精馏，在塔顶得到轻组分纯度较高的产品，这种分离方法叫做间歇精馏，如图 9-47 所示。

间歇精馏的特点是把原料一次加入釜中，在蒸馏过程中，不仅釜液总量减少，而且由于馏出液的轻组分含量较高，使釜液中的轻组分含量逐渐降低。因此各层板上气、液相状况也



相应地随时间变化。当釜液组成达到规定值时，将其一次排出，然后再处理下一批原料。所以间歇精馏是分批精馏，属于不稳定操作。此外，间歇精馏装置只有精馏段，没有提馏段，这也是它与连续精馏的不同点。间歇精馏与简单蒸馏的主要差别在于前者具有精馏段，故其分离效果可以大大提高。间歇精馏的塔顶产品组成变化方式取决于操作方式。可以在精馏时使塔顶产品组成保持恒定，此时由于塔釜中液体含重组分愈来愈多，故塔顶回流比必须不断地增大；也可以在精馏时保持塔顶回流比不变，此时塔顶产品中重组分含量必然愈来愈大。

(一) 恒回流比操作

图 9-48 中所示的  $y-x$  图中，精馏塔的分离效果相当于三层理论板(包括塔釜)， $a_1c_1$  为精馏开始时的操作线，釜液组成为  $x_{w_1}$ ，塔顶产品组成为  $x_{D_1}$ 。在精馏过程中，釜液组成不断降低，从  $x_{w_1}$  降低至  $x_{w_2}$ 、 $x_{w_3}$ 。塔顶产品组成也不断降低，从  $x_{D_1}$  降低至  $x_{D_2}$ 、 $x_{D_3}$ 。操作线可分别用  $a_2c_2$ 、 $a_3c_3$  表示，由于回流比  $R$  不变，它们是一组平行的直线，其斜率均为  $R/(R+1)$ 。这样一直操作下去，直至釜液或塔顶产品组成低于某指定值时，停止操作，排出釜液，进行另一批原料的精馏。

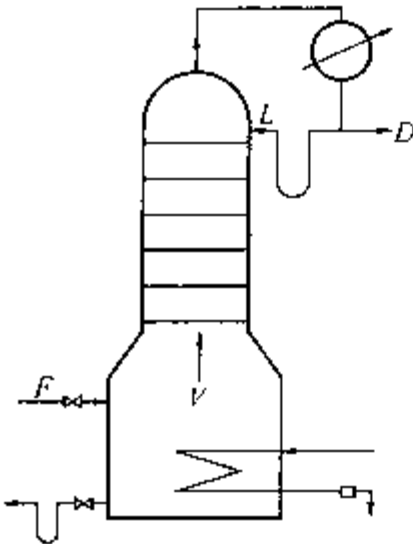


图 9-47 间歇精馏

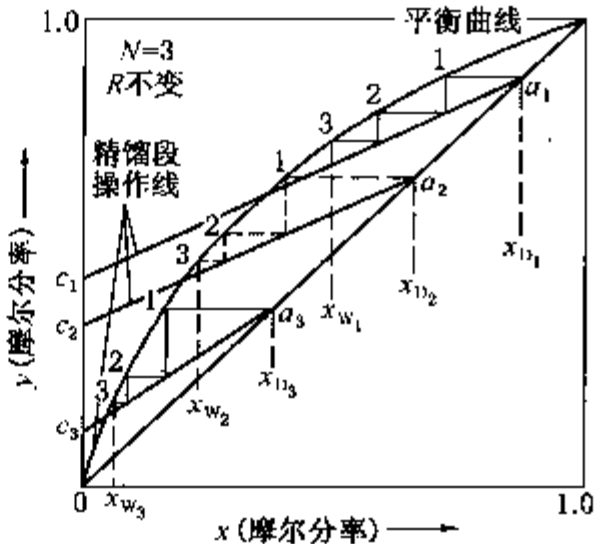


图 9-48 恒回流比间歇精馏  
的  $y-x$  图解

在精馏过程中所得塔顶产品的平均组成可由物料衡算算出。

$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + W \cdot x_W$$
$$x_D = \frac{F \cdot x_F - W \cdot x_W}{D}$$

(9-120)

由于恒回流比时间歇精馏的塔顶组成是不断变化的，因而计算比连续精馏复杂。通常在计算时釜液起始的组成和量是已定的，并给定蒸出的塔顶产品的平均组成及精馏终止时釜液组成，求所需的板数及产品量。

1. 所需理论板数

首先根据塔顶产品的平均组成  $x_D$  取一个开始瞬间的塔顶产品组成  $x_{D_1}$ ，显然  $x_{D_1} > x_D$ ，由  $x_{D_1}$  及  $x_F$  在图 9-49 上定出  $a$ 、 $d$  两点，联  $ad$  即得塔顶瞬间组成为  $x_{D_1}$  时最小回流比  $R_{min}$  的操作线，此时

$$R_{min} = \frac{x_{D_1} - y_F}{y_F - x_F}$$

(9-121)

式中  $x_F$ ——原料液组成，摩尔分率；  
 $y_F$ ——与原料液成平衡的气相组成，摩尔分率；  
 $x_{D_1}$ ——根据  $x_{D_1} > x_D$  而任意选取的初始塔顶产品组成，摩尔分率。

当  $R_{min}$  确定后，可取操作回流比  $R = (1.1 \sim 2.0) R_{min}$ ，由  $R$  值及  $x_{D_1}$  在  $y-x$  图上确定操作线  $ab$ 。从  $a$  点开始，在平衡线与操作线之间画梯级，直到某一梯级的垂直线达到或小于  $x_F$  为止，由梯级数可以知道所需理论板的层数。如图 9-49 所示，不包括再沸器需要二层理论板。

2. 产品量的计算

根据设定的塔顶产品的初始值和已知的釜液的最终组成任意选取若干个  $x_{D_i}$  的值，通过在对角线上的各点  $(x_{D_i}, x_{D_i})$  作一系列斜率为  $R/(R+1)$  的平行线，此即为对应于塔顶产品组成的瞬间值  $x_{D_i}$  的操作线。然后在平衡线与各操作线间作梯级，使梯级数等于前面所求得理论板数，自上而下数最后一个梯级垂直线所达到的组成即为与  $x_{D_i}$  相对应的瞬间  $x_{w_i}$  值，如图 9-48 所示。

有了一系列对应的  $x_{D_i}$  和  $x_{w_i}$  数值后，可以由微分物料衡算求出塔顶产品量及釜液量。设某瞬间釜液量为  $W$ ，组成为  $x_w$ ，经过微分时间  $d\tau$  后，蒸出的釜液量为  $-dW$ ，则釜内尚存釜液  $W + dW$ ，其组成变成  $x_w + dx_w$ ，塔顶的瞬时产品量为  $dD$ ，其组成为  $x_D$ 。

由总物料衡算可得： $dD = -dW$  (9-122)

由轻组分物料衡算可得：

$$Wx_w = (W + dW)(x_w + dx_w) - dW \cdot x_D \tag{9-123}$$

将式(9-123)展开，忽略二阶无限小量  $dW \cdot dx_w$ ，并整理得：

$$\frac{dW}{W} = \frac{dx_w}{x_D - x_w} \tag{9-124}$$

积分式(9-124)，左侧的积分限由  $W_2$  至  $F$ ，右侧的积分限为  $x_{w_2}$  至  $x_F$ ， $W_2$  为精馏终止时釜液量， $x_{w_2}$  为  $W_2$  之组成。即

$$\int_{W_2}^F \frac{dW}{W} = \int_{x_{w_2}}^{x_F} \frac{dx_w}{x_D - x_w}$$

$$\ln \frac{F}{W_2} = \int_{x_{w_2}}^{x_F} \frac{dx_w}{x_D - x_w} \tag{9-125}$$

式(9-125)右侧积分项中的  $x_D$  和  $x_w$  是随时间变化的，可从作图法得到一系列对应的  $x_{D_i}$  和  $x_{w_i}$  值，然后由图解积分求右侧的积分项。因  $F$  已知，于是可以求出  $W_2$  值，并由  $F - W_2 = D$  计算出总塔顶产品量，再由式(9-120)，求出塔顶产品的平均组成  $x_D$ 。将此组成值与任务中给定的  $x_D$  进行对比，如不符合则需重新选定  $x_{D_1}$ ，重复以上计算。

(二) 恒塔顶产品组成

对于此种间歇精馏操作的计算，初始釜液的组成及量是已知的，在指定釜液终了组成及

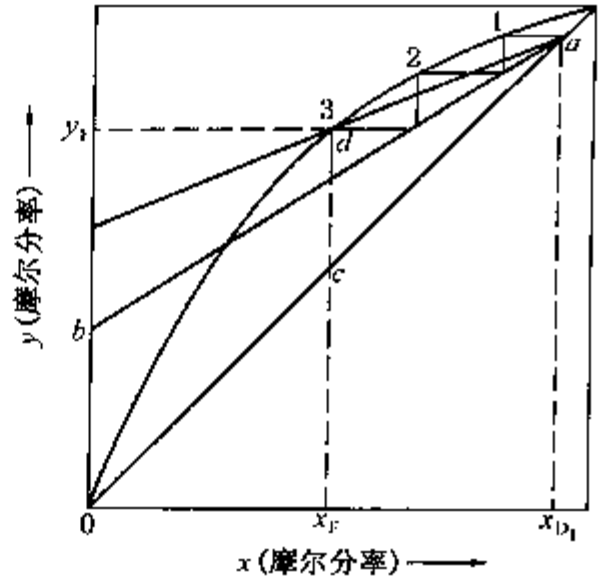


图 9-49 恒回流比间歇精馏时理论板数的确定

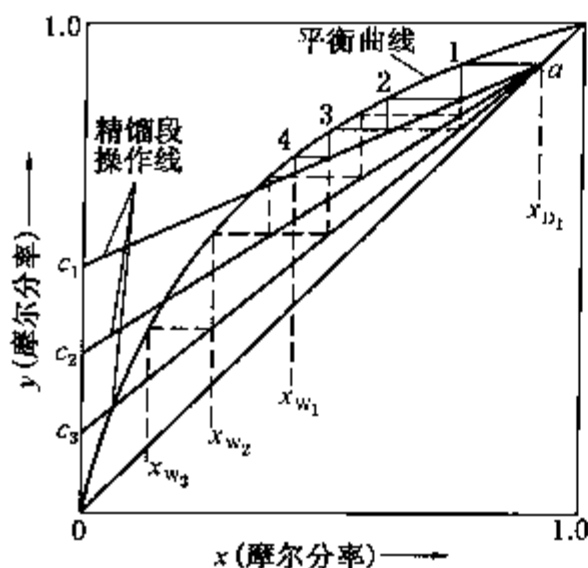


图 9-50 恒塔顶产品组成  
间歇精馏的  $y-x$  图

塔顶产品组成时，求产品量  $D$  和操作终了的釜液量  $W$  以及为实现此操作所需的理论板数。对于已定板数的塔，在操作时由于釜液含重组分愈来愈多，故为保持塔顶产品组成不变，必须不断地增大操作回流比，如图 9-50 所示。

### 1. 计算塔顶产品量和釜残液量

以整个操作时间为基准作物料衡算可得

$$D + W = F$$

$$Dx_D + Wx_w = Fx_F$$

可见在形式上与连续蒸馏的公式完全相同，但应注意， $D$ 、 $W$ 、 $F$  的单位是有所不同的。由上两式可解出

$$W = F \frac{x_D - x_F}{x_D - x_w} \quad (9-126)$$

$$D = F - W \quad (9-127)$$

及

上两式中  $F$ ——釜内原始液体量，kmol；

$D$ ——整个操作时间内塔顶产品总量，kmol；

$W$ ——操作完毕时釜内残液量，kmol；

$x_D$ ——塔顶产品中轻组分的摩尔分率；

$x_w$ ——操作完毕时釜内残液中轻组分的摩尔分率；

$x_F$ ——原始液体中轻组分的摩尔分率。

### 2. 求理论板数

在操作终了时釜液中轻组分含量最低，则此时为保证塔顶产品组成为  $x_D$  时所需的分离程度也最大，因而所需理论板数也最多。所设计的塔应能满足这种情况的需要。如图 9-51 所示，由最终操作状态可计算出最小回流比：

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_w}{y_w - x_w} \quad (9-128)$$

式中  $y_w$ ——与  $x_w$  成平衡的气相组成，摩尔分率。

算出  $R_{\min}$  之后，实际回流比可按  $R = (1.1 \sim 2.0)R_{\min}$  选取，然后在  $y-x$  图上画出操作线并图解出理论板数。应该注意的是此理论板数和回流比是对间歇精馏终了状态而言，开始操作时，应采用较小回流比，随着馏出物的不断增加回流比也应不断加大。

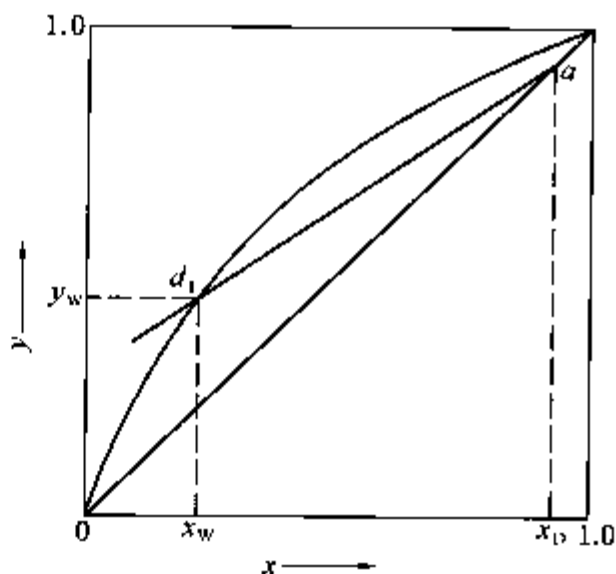


图 9-51 恒塔顶产品组成的间歇  
精馏终了状态的最小回流比

## 三、恒沸蒸馏和萃取蒸馏简介

在石油化工生产过程中，除了烃类化合物在相对分子质量相差不大时可认为接近于理想溶液外，在溶剂回收或化工产品制造中，还会遇到二元非理想溶液的分离问题，如糠醛-水、酮-水、乙醇-水等。这些非理想系统的主要特点是液相溶液不服从拉乌尔定律，气、液平衡时气相中  $i$  组分分压  $p_i$  可由式(9-41)计算。如果两个组分在一定压力下可以形成恒沸物，则这两个组分不可能分离得比较完全，因为对恒沸物而言，在恒沸点处气、液两相组成相同。如果系统总组成不等于恒沸点组成时，则在精馏时，可能得到组成接近于恒沸点的产物及比较纯

的含另一个组分的产品。由于压力可以影响恒沸点的组成，因而恒沸物的分离可以在两种不同的压力下进行。恒沸物的分离还可以采用加入第三组分的方法和吸附蒸馏的方法。

不仅恒沸物的分离要采用特殊分离方法，有时两个组分的相对挥发度非常接近于1，使用常规蒸馏方法分离需要很多理论板数，在经济上不合算。一般认为，当 $\alpha \leq 1.05$ 时不应使用常规蒸馏。

通常采用在体系中加入第三组分，以改变原来两组分的相对挥发度，使之易于分离。

引入第三组分的作用，一般分成两类情况。一类是第三组分和原来的组分在塔顶生成新的最低沸点恒沸物，使得原来两组分中的一个组分在塔底得以提浓，此类过程称为恒沸蒸馏，例如乙醇和水分离时加入苯。另一类是第三组分基本不挥发（称为萃取剂），它带着原来组分之一流入塔底，因而使另一组分在塔顶气相得以提浓，而萃取剂和溶解在其中的组分的分离可以在另一个塔内非常容易地分离，这类过程叫萃取蒸馏，例如从 $C_4$ 烃类中分离丁二烯时加入二甲基甲酰胺；苯与环己烷分离时加入糖醛。

对于第三组分的要求，首先是它能够改变原来两组分的相对挥发度，此外还要稳定、经济、不腐蚀，并且便于和原来的组分分离。在萃取蒸馏中，第三组分要有较高的沸点，并且选择性比较强。而在恒沸蒸馏中，第三组分加入后生成的恒沸物，最好在塔顶冷凝后分成两相，或可用其他方法分离出来再用。

（一）恒沸蒸馏

这里以乙醇-水恒沸液制取无水乙醇为例来加以说明，在此例中，苯作为第三组分（称为夹带剂或恒沸剂）从恒沸精馏塔塔顶加入，如图9-52所示。苯、乙醇和水生成三元恒沸物，在101.3kPa下沸点为64.6℃，比乙醇的沸点(78.3℃)或乙醇-水的共沸点(78.15℃)都要低得多，故在精馏时从塔顶馏出。三元恒沸物的组成为：苯0.554(摩尔分率，下同)、乙醇0.230、水0.226，其中水对乙醇的摩尔比为0.98，比乙醇-水恒沸物中水与乙醇的摩尔比0.12大得多，所以如果夹带剂苯的量足够大，完全可能将水全部集中于三元恒沸物中从塔顶馏出，而在塔底生产出无水乙醇。塔顶馏出的接近三元恒沸物组成的蒸气经冷凝后，在分层器内分为两层。上层轻相富含苯，其组成为：苯0.761、乙醇0.189、水0.05，水对乙醇的摩尔比为0.26，可作为回流返塔。下层重相富含水，含有少量苯，其组成为：苯0.017、乙醇0.316、水0.667，水对乙醇的摩尔比为2.1。可将此相送入脱苯塔进行分离，脱苯塔塔顶馏出接近三元恒沸物组成的蒸气冷凝后也进入恒沸蒸馏塔塔顶的分层器，脱苯塔塔底为稀乙醇，可进一步进入乙醇塔，从塔底脱除水分，塔顶产物则作为恒沸精馏塔的进料。

（二）萃取蒸馏

萃取蒸馏之所以能使难于分离的A、B组分变得较易分离，其原因在于萃取剂与A、B两组分的分子作用力不相同，从而增加两组分之间的相对挥发度，使原有恒沸物被破坏。例如在分离苯-环己烷混合物时，由于相对挥发度仅为1.02，很难用精

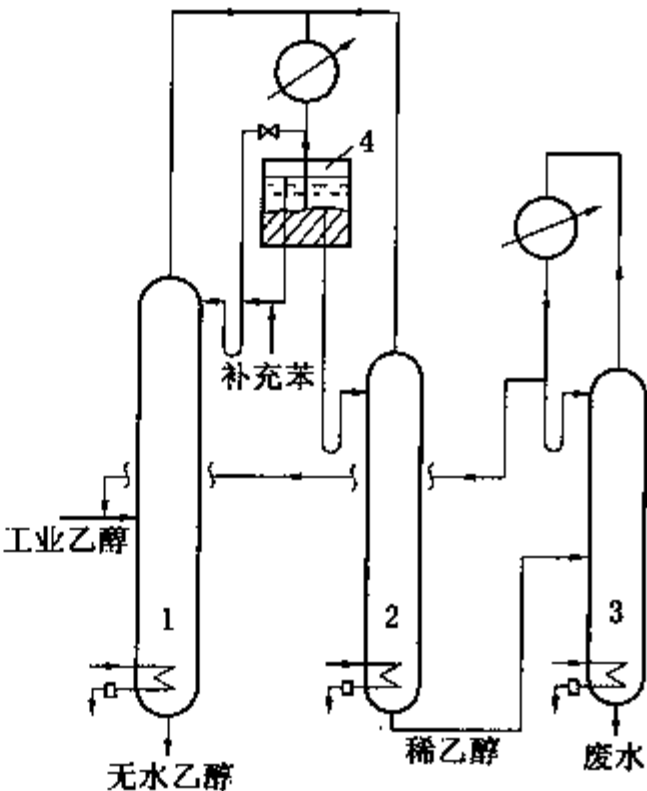


图9-52 恒沸蒸馏生产无水乙醇流程  
1—恒沸蒸馏塔；2—脱苯塔；  
3—乙醇塔；4—分层器

表 9-10 糠醛浓度对环己烷-苯系统

糠醛的摩尔分率 环己烷对苯的相对挥发度	相对挥发度 $\alpha$ 的影响				
	0	0.2	0.4	0.6	0.7
	0.98	1.38	1.86	2.35	2.70

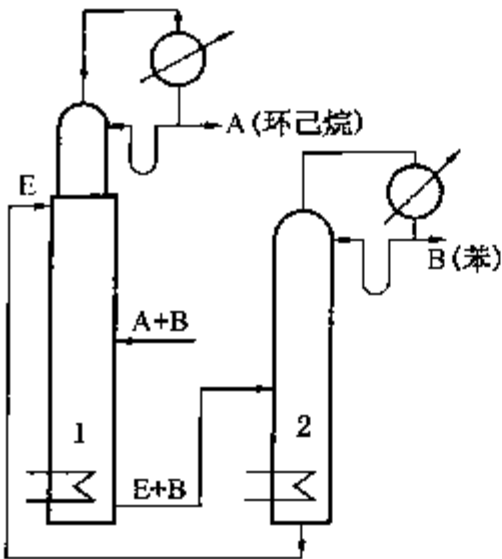


图 9-53 环己烷-苯的萃取蒸馏流程  
1—萃取蒸馏塔；2—溶剂回收塔

馏的方法分离，若加入沸点为 161.7℃ 的糠醛作为萃取剂，它对芳烃分子有很强的吸引力，使苯从易挥发组分变为难挥发组分，环己烷变成易挥发组分，且环己烷和苯之间的相对挥发度可增至 2.0 以上，从而易于进行分离。不同浓度的糠醛对相对挥发度的影响见表 9-10。

环己烷-苯的萃取蒸馏流程图如图 9-53 所示。原料自萃取精馏塔中部某处加入，萃取剂 E 从该塔的上部某处加入，一般在萃取剂加入口以上还设有一个溶剂回收段，用以脱除上升汽相中少量的萃取剂，以提高环己烷的纯度，减少糠醛的损失。在萃取精馏塔塔底得到苯和糠醛（含有少许环己烷）的混合物，由于它们的沸点差很大，故可以很容易地在另一个溶剂回收塔进行分离，回收的糠醛返回萃取精馏塔后循环使用。

第六节 多元精馏

一、产品组成和量的决定——全塔物料衡算

在二元精馏计算中，无论是确定塔的操作条件或计算理论板数都必须知道塔顶和塔底产品中全部组分的组成。这对二元精馏塔并无困难，因为只要在塔顶及塔底产品中各指定一个组分的组成，产品的组成就被确定了。对于多元精馏则不然，由于独立设计变量的限制，在设计开始时不能任意指定产品中所有组分的组成，只能在塔顶及塔底产品中各指定一个组分的组成（或回收率），其他所有组分的组成实际上已被决定，不能再自由选择。

(一) 独立设计变量

工程计算中独立设计变量的概念与相律中的自由度相类似。相律中的自由度是指为确定一个平衡系统的状态所能在一定范围内自由指定的状态参数。而独立设计变量则是指为确定某装置（或设备）的操作状态所能够在一定范围内自由指定的变量数，以  $N_f$  表示。

如果某一过程的有关变量数为  $N_v$ ，描述这个方程的方程式有  $N_e$  个，则在设计开始时必须事先指定  $N_f$  个变量后方可求解。

$$N_f = N_v - N_e$$

(9-129)

对于如图 9-54 所示的典型精馏塔，可以导出<sup>[8]</sup>：

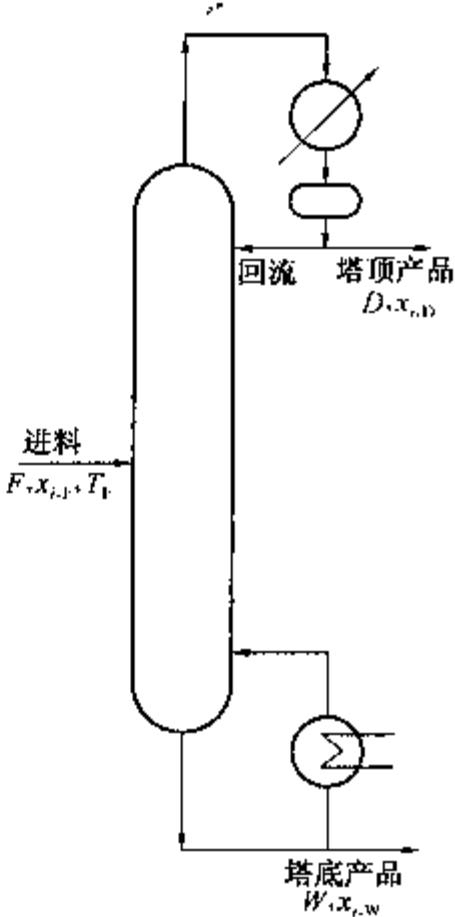


图 9-54 典型精馏塔

$$N_t = 2N + C + 9 \tag{9 - 130}$$

式中  $N$ ——理论板数；  
 $C$ ——系统中组分数。  
 一种常用的选择方案见表 9 - 11。

表 9 - 11 典型精馏塔独立设计变量的一种选择方案

独立设计变量指定	独立变量数
1. 各层板压力(包括再沸器)	$N$
2. 回流罐压力	1
3. 全凝器出口压力	1
4. 各层板加入(或取出)热量(不包括再沸器)	$N - 1$
5. 回流罐加入(或取出)热量	1
6. 进料流率及进料组成	$C$
7. 进料温度	1
8. 进料压力	1
9. 全凝器冷凝液温度	1
10. 进料位置(或最适宜进料位置)	1
11. 塔顶产品中一个组分的回收率或摩尔分率	1
12. 塔底产品中一个组分的回收率或摩尔分率	1
13. 回流比	1
总 计	$N_t = 2N + C + 9$

在表 9 - 11 中虽然可以指定其他的变量来代替其中的变量，但不论指定什么变量，其总数必须为  $(2N + C + 9)$  个。

在精馏塔的实际指定中，压降是以塔板压降给定出现的，进料压力认为与塔操作压力相等，忽略各板加入(可取出)热量等，实际上只需指定表 9 - 11 中的第 6、7、9、10、11、12、13 项，共  $(C + 6)$  个。由表 9 - 11 可见，在设计一个多元精馏塔时，塔顶和塔底产物的组成不能任意指定，只能各自指定一个。

(二) 关键组分

设计时在塔顶和塔底产品中指定的组分组成应是在分离中起关键作用的组分组成。例如对脱甲烷塔来说，塔顶必须控制尾气中乙烯的含量，乙烯的含量越高，其损失量也越大，一般要求乙烯的回收率为 96% ~ 99%。在脱甲烷塔底起控制作用的是甲烷，如塔底产物中含甲烷过多，则将会影响后面乙烯精馏塔乙烯产品的质量，通常要求塔底产物中含甲烷 < 0.5% (摩尔分率)。这两个对分离起控制作用的组分称为关键组分，其中挥发度较大的称为轻关键组分，挥发度较小的称为重关键组分。轻、重关键组分可以是挥发度相邻的，也可以不相邻。

(三) 塔顶和塔底产品组成和量的估算——全塔物料衡算

前面已指出当轻、重关键组分的量(或组成)一经指定后，塔顶、塔底产品中其他组分的量及组成实际上已被确定，不能再任意指定。但是如果不知道塔顶和塔底产品中所有组分的组成，则无法进行以下的精馏计算，如操作压力、塔顶、塔底温度、理论板数等。严格的方法是先假设各组分在塔顶和塔底产品中的量或组成，然后进行精馏计算，计算完毕后再检验原来的假设是否正确。这种计算须用电子计算机计算。一般计算中均采用一些近似的方法



来对塔顶和塔底产品的量和组成作出合理的估计。

1. 清晰分割

当两关键组分相邻且挥发度的差别较大(即轻、重关键组分的相对挥发度比较大), 与它们相邻组分的挥发度与关键组分相比也相差较大, 又要求较高的分离程度, 这时可以认为塔顶产品中不含比重关键组分还重的组分, 在塔底产品中不含比较轻关键组分还轻的组分, 这种分离称为清晰分割, 反之则称为非清晰分割。清晰分割的物料衡算及塔顶、塔底产品量和组成的决定是比较简单的。

【例 9-16】 某塔用以分离苯、甲苯、乙苯的三元混合物, 分别以 A、B、C 代表之, 其组成分别为:  $x_{A,F}=0.44$  (摩尔分率, 下同),  $x_{B,F}=0.36$ ,  $x_{C,F}=0.2$ 。要求塔顶  $x_{B,D}\leq 0.026$ , 塔底  $x_{A,W}\leq 0.0235$ , 试求塔顶、塔底产品的组成。

解: 由题意, 重关键组分为甲苯, 轻关键组分为苯, 分离要求较高, 而且与相邻组分的相对挥发度都较大, 于是可以认为是清晰分割, 假定乙苯在塔顶产品中的含量为零。现将已知数和未知数列入下表中:

	$x_A$	$x_B$	$x_C$	备 注
进料( $F$ )	0.44	0.36	0.2	给 定
塔顶产品( $D$ )	0.974	0.026	0	给定 $x_{B,D}$ , 估计 $x_{C,D}=0$ , 算得 $x_{A,D}$
塔底产品( $W$ )	0.0235	未知	未知	

可见需求解  $x_{B,W}$  及  $x_{C,W}$ 。列全塔总物料衡算及组分 A、B、C 的全塔物料衡算可得:

$$F = D + W$$
$$0.44F = 0.974D + 0.0235W$$
$$0.36F = 0.026D + x_{B,W}W$$
$$0.2F = x_{C,W}W$$

(1)

(2)

(3)

(4)

由(1)、(2)两式

$$W = F \times \frac{0.974 - 0.44}{0.974 - 0.0235} = 0.5618F$$

(5)

将式(5)代入式(4)可解得

$$x_{C,W} = \frac{0.2F}{0.5618F} = 0.356$$

由式(1)

$$D = F - W = (1 - 0.5618)F = 0.4382F$$

由式(3)

$$0.36F = 0.026 \times 0.4382F + x_{B,W} \times 0.5618F$$

解得

$$x_{B,W} = 0.6205$$

$$x_{A,W} + x_{B,W} + x_{C,W} = 0.0235 + 0.6205 + 0.356 = 1.0$$

说明计算结果合理。

2. 非清晰分割

在以下情况下会出现非清晰分割:

- (1) 两关键组分不相邻, 在两者之间按挥发度顺序至少夹有一个非关键组分;
- (2) 两关键组分之间分离程度不高;
- (3) 两关键组分与相邻的组分挥发度相接近。

将式(9-104)用于多元蒸馏, 以轻、重关键组分代替式中的 A、B 两组分, 得到



$$N_{\min} + 1 = \frac{\lg \left[ \left( \frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_D \left( \frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right)_W \right]}{\lg \alpha_{lk,hk}} \quad (9-131a)$$

上式可改写成

$$N_{\min} + 1 = \frac{\lg \left[ \left( \frac{d_{lk}}{w_{lk}} \right) \left( \frac{w_{hk}}{d_{hk}} \right) \right]}{\lg \alpha_{lk,hk}} \quad (9-131b)$$

若将上式中轻关键组分换成某一组分  $i$ , 则

$$N_{\min} + 1 = \frac{\lg \left[ \left( \frac{d_i}{w_i} \right) \left( \frac{w_{hk}}{d_{hk}} \right) \right]}{\lg \alpha_{i,hk}} \quad (9-132)$$

由式(9-131b), 式(9-132)可得

$$\begin{aligned} & \frac{\lg \left( \frac{d_{lk}}{w_{lk}} \right) - \lg \left( \frac{d_{hk}}{w_{hk}} \right)}{\lg \alpha_{lk,hk} - \lg \alpha_{hk,hk}} \\ &= \frac{\lg \left( \frac{d_i}{w_i} \right) - \lg \left( \frac{d_{hk}}{w_{hk}} \right)}{\lg \alpha_{i,hk} - \lg \alpha_{hk,hk}} \end{aligned}$$

显然, 在以  $\lg \left( \frac{d_i}{w_i} \right)$  为纵坐标, 以  $\lg \alpha_{i,hk}$  为横坐标的图上,  $\left[ \lg \alpha_{lk,hk}, \lg \left( \frac{d_{lk}}{w_{lk}} \right) \right]$ 、 $\left[ \lg \alpha_{i,hk}, \lg \left( \frac{d_i}{w_i} \right) \right]$  及  $\left[ \lg \alpha_{hk,hk}, \lg \left( \frac{d_{hk}}{w_{hk}} \right) \right]$  三点在一条直线上, 由于  $\left( \frac{d_{lk}}{w_{lk}} \right)$  及  $\left( \frac{d_{hk}}{w_{hk}} \right)$  是给定的, 故此直线不难在双对数坐标上作出。当欲找到  $\left( \frac{d_i}{w_i} \right)$  值时, 只需在直线上找到横坐标为  $\alpha_{i,hk}$  的点, 其纵坐标必然是  $\left( \frac{d_i}{w_i} \right)$  值。

因此, 在全回流时各组分在塔顶和塔底产品中的分配比  $\left( \frac{d_i}{w_i} \right)$  和其相对挥发度  $\alpha_{i,hk}$  在双对数坐标上是直线关系。由此不难定出在全回流时塔顶和塔底产品中各组分的分配情况。作为估算, 假定在非全回流时其组分在塔顶及塔底产品中的分配情况与全回流时相同。据文献报道, 这种估算在当回流比处于正常范围时, 其误差不大。当已知轻、重关键组分的分配比后便可作出如图 9-55 的标绘, 其他各组分的分配比  $(d_i/w_i)$  也就被确定。此法常称为亨斯特特别克 (Hengstebeck) 法。求得各组分的分配比  $(d_i/w_i)$  后, 各组分在塔顶及塔底产品中的摩尔流率  $d_i$  和  $w_i$  可由全塔  $i$  组分物料衡算求出。

$$f_i = d_i + w_i \quad (9-133)$$

式中  $f_i$ ——进料中  $i$  组分的摩尔流率, kmol/h。

由式(9-133)可知

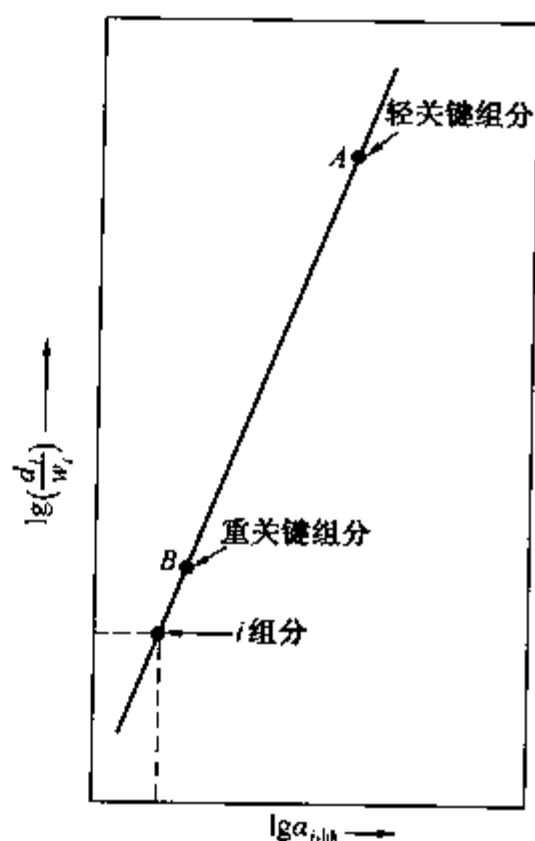


图 9-55  $\lg \left( \frac{d_i}{w_i} \right)$  对  $\lg \alpha_{i,hk}$  的标绘

$$w_i = \frac{f_i}{1 + (d_i/w_i)} \tag{9-134}$$

$$d_i = f_i - w_i$$

求得  $d_i$  和  $w_i$  后，塔顶、塔底产品的组成也就很容易地求出：

$$x_{i,D} = \frac{d_i}{D} = \frac{d}{\sum d_i} \tag{9-135}$$

$$x_{i,W} = \frac{w_i}{W} = \frac{w_i}{\sum w_i} \tag{9-136}$$

在作图 9-55 的标绘时会遇到一个困难，即各组分的相对挥发度  $\alpha_{i,hk}$  应取塔顶、塔底温度和压力下的相对挥发度之平均值，可是当塔顶、塔底产品组成未定时，不能求出塔的操作温度和压力。一般是先根据同类塔现场操作的经验数据作近似估计，待求出产品组成后再予以复核。

【例 9-17】 校核例 9-16 中假定塔顶产品中不含乙苯的合理性。

解：由于该塔塔顶温度接近纯苯的沸点，由表 9-2 的数据可知  $(\alpha_{jk,hk})_D = \frac{101.3}{39.3} = 2.58$ ，塔底产品的组成为  $x_{A,W} = 0.0235$ ， $x_{B,W} = 0.6205$ ， $x_{C,W} = 0.356$ ，由泡点方程可求得塔底温度为  $115^\circ\text{C}$ ， $(\alpha_{jk,hk})_W = 2.17$ ，于是相对挥发度平均值  $(\alpha_{jk,hk})_m = \sqrt{2.58 \times 2.17} = 2.37$  代入式(9-131a)得

$$N_{\min} + 1 = \lg \left[ \left( \frac{0.974}{0.026} \right) \left( \frac{0.6205}{0.0235} \right) \right] / \lg 2.37 = 8.0$$

同样由表 9-2 的数据可算得  $(\alpha_{c,hk})_D = 0.536$ ， $(\alpha_{c,hk})_W = 0.525$ ； $(\alpha_{c,hk})_m = \sqrt{0.536 \times 0.525} = 0.53$ 。

将式(9-131a)应用于 B、C 组分

$$\lg \left[ \left( \frac{x_{C,D}}{0.026} \right) \left( \frac{0.6205}{0.356} \right) \right] / \lg 0.53 = 8.0$$

解得  $x_{C,D} = 9.28 \times 10^{-5}$

此含量极微，可认为假定  $x_{C,D} \approx 0$  是合理的。

【例 9-18】 某脱甲烷塔进料裂解气的流率和组成如下：

组 分	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>4</sub> <sup>+</sup>	总 计
流率/kmol·h <sup>-1</sup>	18.30	29.93	31.72	10.30	7.90	2.65	100.80
摩尔分率	0.1815	0.297	0.3145	0.1023	0.0784	0.0263	1.0000

分离要求：(1) 乙烯的回收率  $\geq 98\%$ ；(2) 釜液中带走的甲烷量为  $0.051\text{kmol/h}$ 。确定该塔塔顶和塔底产品的流率和组成。

解：本例中轻关键组分为甲烷，重关键组分为乙烯。由于乙烯的挥发度与乙烷的挥发度较接近，故不能假定塔顶产品中不含乙烷，此分离不能作为清晰分割来考虑。

(1) 计算塔顶和塔底产品中轻、重关键组分的流率  $d_i$ 、 $w_i$  和分配比  $(d_i/w_i)$

由题意已知进料中乙烯的流率为  $f_{C_2} = 31.72\text{kmol/h}$ ，塔顶尾气中带走的乙烯量占进料中乙烯量的  $2.0\%$ ，即

$$d_{C_2} = 0.02f_{C_2} = 0.02 \times 31.72 = 0.634\text{kmol/h}$$

于是塔底产品中的乙烯含量为

$w_{C_2} = 31.72 - 0.634 = 31.086\text{kmol/h}$

乙烯在塔顶和塔底产品中的分配比

$\frac{d_{C_2}}{w_{C_2}} = \frac{0.634}{31.086} = 0.0204$

由题意知  $w_{C_1} = 0.051\text{kmol/h}$ ，而  $f_{C_1} = 29.93\text{kmol/h}$ ，所以  $d_{C_1} = 29.93 - 0.051 = 29.879\text{kmol/h}$

甲烷在塔顶和塔底产品中的分配比

$\frac{d_{C_1}}{w_{C_1}} = \frac{29.879}{0.051} = 586$

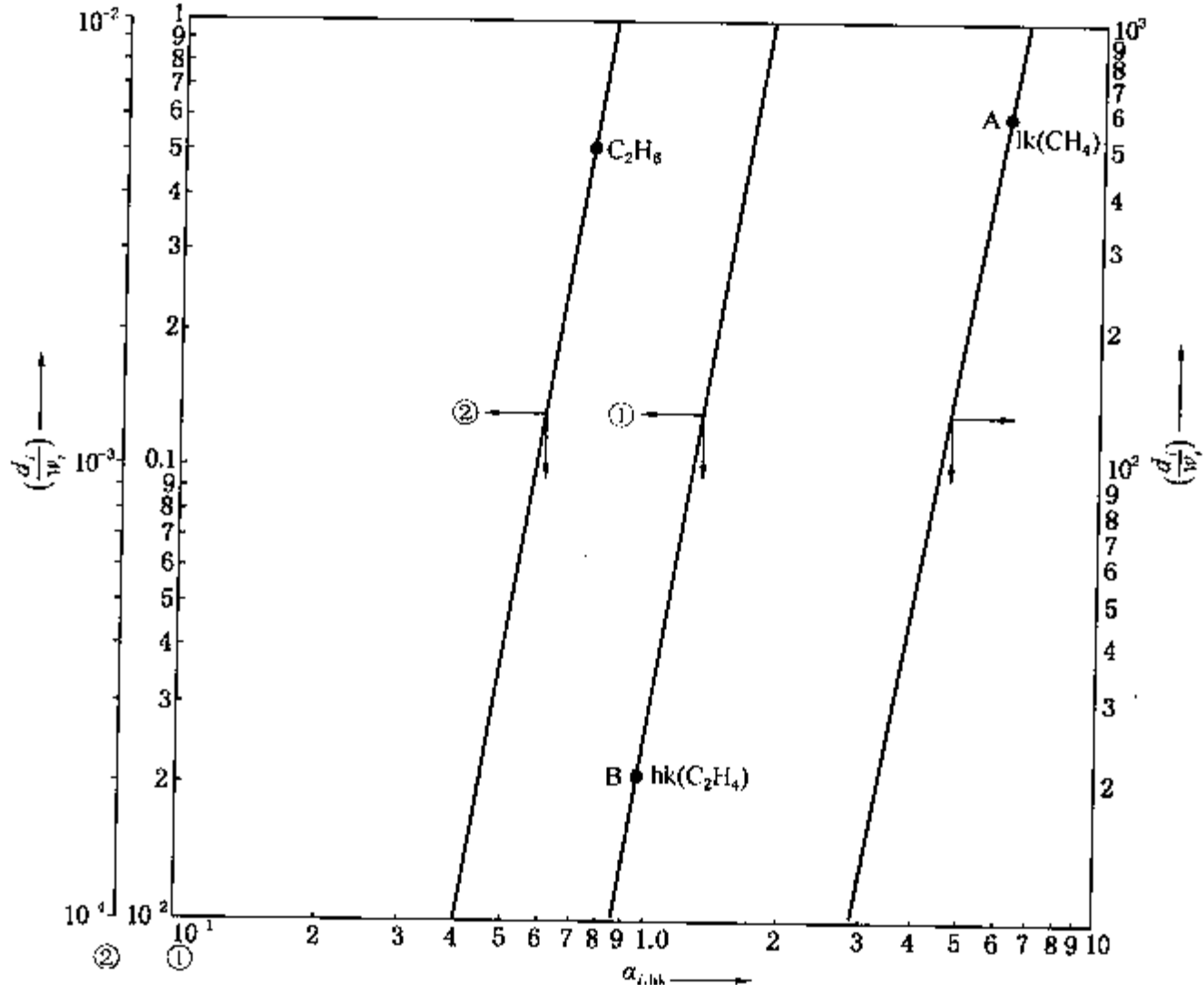
(2) 定出各组分对重关键组分的相对挥发度  $\alpha_{i,hk}$

根据脱甲烷塔操作的经验数据，初步取塔的操作压力为 3.85MPa，塔顶、塔底平均温度为 -39℃，查得各组分在此条件下的相平衡常数  $K_i$  (其中  $C_4$  按  $iC_4$  计算)，并算各组分的相对挥发度  $\alpha_{i,hk}$ ，结果列于下表。

组 分	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub> <sup>+</sup>
$K_i$	~32	2.65	0.425	0.33	0.06	0.024
$\alpha = \frac{K_i}{K_{C_2}}$	75.2	6.24	1	0.777	0.141	0.0565

(3) 作标绘

在双对数坐标图纸上以  $(d_i/w_i)$  为纵坐标，以  $\alpha_{i,hk}$  为横坐标，分别定出代表轻关键组分 CH<sub>4</sub> 和重关键组分 C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> 的两个坐标点 A 和 B，在 A、B 点间联一直线，如本题附图所示。



例 9-18 附图

(4) 定其他组分的分配比和  $d_i, w_i$  值

由附图中读出  $\alpha_{C_2^0,hk} = 0.777$  时,  $(d_{C_2^0}/w_{C_2^0}) = 0.005$ , 则

$$\begin{aligned}w_{C_2^0} &= \frac{f_{C_2^0}}{1 + \left(\frac{d_{C_2^0}}{w_{C_2^0}}\right)} = \frac{10.30}{1 + 0.005} \\&= 10.25\text{kmol/h} \\d_{C_2^0} &= f_{C_2^0} - w_{C_2^0} = 10.30 - 10.25 \\&= 0.05\text{kmol/h}\end{aligned}$$

附图中已无法读出  $\alpha_{C_3^{\pm},hk} = 0.141$  时的  $(d_{C_3^{\pm}}/w_{C_3^{\pm}})$ , 此时可由公式计算,

$$\begin{aligned}\frac{\lg\left(\frac{d_{lk}}{w_{lk}}\right) - \lg\left(\frac{d_{hk}}{w_{hk}}\right)}{\lg\alpha_{lk,hk}} &= \frac{\lg\left(\frac{d_{C_3^{\pm}}}{w_{C_3^{\pm}}}\right) - \lg\left(\frac{d_{hk}}{w_{hk}}\right)}{\lg\alpha_{C_3^{\pm},hk}} \\ \frac{\lg(586) - \lg(0.0204)}{\lg(6.24)} &= \frac{\lg\frac{d_{C_3^{\pm}}}{w_{C_3^{\pm}}} - \lg(0.0204)}{\lg(0.141)}\end{aligned}$$

解得

$$d_{C_3^{\pm}}/w_{C_3^{\pm}} = 3.46 \times 10^{-7}$$

因此可以认为在塔顶不含  $C_3H_6$  及  $C_4$ 。同样可以认为在塔底不含  $H_2$ 。

(5) 计算塔顶、塔底产品量和组成

根据上述计算结果很容易求出塔顶、塔底产品的流率和组成, 将其列于下表。

脱甲烷塔的物料衡算

组 分	进 料		塔顶产品(尾气)		塔底产品	
	$f_i/$ kmol · h <sup>-1</sup>	$x_{i,F}$ (摩尔分率)	$d_i/$ kmol · h <sup>-1</sup>	$y_{i,D}$ (摩尔分率)	$w_i/$ kmol · h <sup>-1</sup>	$x_{i,W}$ (摩尔分率)
H <sub>2</sub>	18.30	0.1815	18.3	0.374	0	0
CH <sub>4</sub>	29.93	0.297	29.879	0.612	0.051	0.00098
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	31.72	0.3145	0.634	0.01298	31.086	0.59842
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	10.30	0.1023	0.05	0.00102	10.25	0.1975
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	7.90	0.784	0	0	7.90	0.152
C <sub>4</sub> <sup>+</sup>	2.65	0.0263	0	0	2.65	0.0511
总 计	100.8	1.0000	$D = \sum d_i = 48.863$	1.0000	$W = \sum w_i = 51.937$	1.0000

## 二、多元物系的气、液相平衡关系

与二元物系相同, 多元物系达到气、液相平衡时其  $P-t-x_i-y_i$  间的关系也是通过泡点方程( $P-t-x_i$  关系)、露点方程( $P-t-y_i$  关系)和相平衡方程( $y_i-x_i$  关系)来表示, 其计

算只能采用数学解析方法而无法在直角坐标图上表示。

### (一) 自由度

由相律  $F = C - \Phi + 2$ ，对组分数为  $C$  的多元气、液平衡系统， $\Phi = 2$ ，故  $F = C$ ，即平衡系统的自由度与组分数相等，对近似恒压下进行的精馏过程，如欲进行冷凝和汽化的计算，压力已指定，剩余的自由度为  $(C - 1)$ 。对含  $C$  个组分的多元饱和液体，必须指定  $(C - 1)$  个组分的组成，平衡气相的组成和温度才能被确定。由于一个混合物的独立的组成只有  $(C - 1)$  个，因此当压力指定后，必须知道一相的全部组成才能求出另一相的平衡组成和系统的温度。当指定温度求压力时也有类似情况，这也就是在设计开始时先要定出塔顶和塔底产品组成的原因。

### (二) 泡点方程及露点方程

式(9-29)  $\sum K_i x_i = 1$  及式(9-32)  $\sum (y_i / K_i) = 1$  已表达了多元系统的泡点方程和露点方程，它们分别是  $p - t - x_i$  和  $p - t - y_i$  之间的关系，由于在压力下相平衡常数  $K_i$  与  $t$ 、 $p$  的函数关系不知，故在  $t$ 、 $p$  有一个不知道时必须采用试差法，其计算方法与二元物系完全相同。

### (三) 通过相对挥发度 $\alpha$ 表示的相平衡方程

当已知液相组成  $x_i$ ，需求平衡气相组成  $y_i$ ，或已知气相组成  $y_i$  求平衡液相组成  $x_i$  时，虽然可以运用泡点或露点方程来解决，但由于需要用试差法求解，计算繁琐。为简化计算，可以像二元物系那样，通过以相对挥发度  $\alpha$  表示的相平衡方程来计算平衡组成。

$$y_i = K_i x_i = \frac{K_i x_i}{\sum K_i x_i} \quad (9-137)$$

若选取某一组分  $j$  作为对比的组分，则任一组分  $i$  对组分  $j$  的相对挥发度

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \quad (9-138)$$

将式(9-137)分子、分母均除以  $K_j$ ，可得

$$y_i = \frac{\alpha_{ij} x_i}{\sum \alpha_{ij} x_i} \quad (9-139)$$

类似于式(9-137)可写出

$$x_i = \frac{y_i}{K_i} = \frac{y_i / K_i}{\sum (y_i / K_i)} \quad (9-140)$$

同样可得

$$x_i = \frac{y_i / \alpha_{ij}}{\sum (y_i / \alpha_{ij})} \quad (9-141)$$

式(9-139)和(9-141)为通过相对挥发度表示的相平衡方程。相对挥发度  $\alpha$  随温度的变化要比相平衡常数  $K$  随温度的变化小得多，因此常可取平均温度时的数值而近似当作常数。 $\alpha_{ij}$  当作常数后，式(9-139)和式(9-141)就可以直接求解，无需再用试差法，使计算大大简化。

使用相对挥发度法计算平衡气、液相组成的方法虽然简便，但也有其缺点，即在确定平衡组成的同时不能定出平衡系统的温度，且准确性也稍差。

## 三、平衡汽化和冷凝计算

二元系统平衡汽化过程和平衡冷凝过程的概念同样也适用于多元系统，只不过由于多元

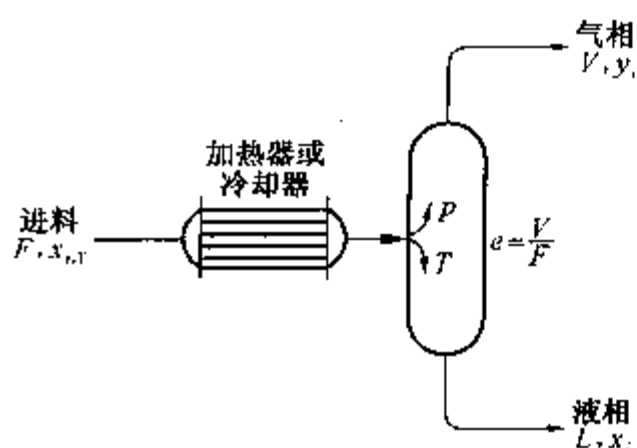


图 9-56 平衡汽化或  
冷凝过程的物料衡算

系统组分增多，计算颇繁。这里主要结合多元精馏塔进料状态的确定来讨论多元混合物平衡汽化和平衡冷凝过程的计算方法。

### (一) 基本方程

多元混合物汽化和冷凝过程计算中所用的基本方法与二元混合物一样，仍然是物料衡算、相平衡和热量衡算方程。

#### 1. 物料衡算和相平衡方程

对图 9-56 的平衡汽化或冷凝系统，可以写出物料衡算方程：

$$F = V + L \tag{9-142}$$

任一组分  $i$  物料衡算  $F x_{i,F} = V y_i + L x_i \tag{9-143}$

式中  $x_{i,F}$ 、 $y_i$ 、 $x_i$  分别为进料、汽化或冷凝后气相及液相中  $i$  组分的组成(摩尔分率)。

由式(9-142)、式(9-143)消去  $L$  可得：

$$e = \frac{V}{F} = \frac{x_{i,F} - x_i}{y_i - x_i} \tag{9-144}$$

上式与二元物系计算汽化分率  $e$  的公式(9-47)类似。

若将  $y_i = K_i x_i$  代入式(9-144)消去  $y_i$  可得

$$x_i = \frac{x_{i,F}}{1 + (K_i - 1)e} \tag{9-145}$$

$$\sum_{i=1}^c \frac{x_{i,F}}{1 + (K_i - 1)e} = \sum_{i=1}^c x_i = 1 \tag{9-146}$$

如果消去式(9-144)中的  $x_i$ ，则

$$y_i = \frac{K_i \cdot x_{i,F}}{1 + (K_i - 1)e} \tag{9-147}$$

$$\sum_{i=1}^c \frac{K_i \cdot x_{i,F}}{1 + (K_i - 1)e} = \sum_{i=1}^c y_i = 1 \tag{9-148}$$

式(9-146)中各项代表汽化或冷凝后的液相中各组分的组成  $x_i$ ，而式(9-148)中各项则代表汽化或冷凝后气相中各组分的组成  $y_i$ 。

#### 2. 热量衡算方程

对图 9-57 的平衡汽化或冷凝过程可写出热量衡算方程如下：

$$F H_F \pm Q = V H_V + L H_L \tag{9-149}$$

式中  $Q$ ——汽化或冷凝过程的热负荷，kJ/h(汽化过程  $Q$  为正，冷凝过程为负)；

$H_F$ 、 $H_V$ 、 $H_L$ ——分别表示进料、汽化或冷凝后气相和液相的热焓，J/mol。

轻烃类混合物的热焓可按下式计算：

$$H_F = \sum H_{i,F} x_{i,F} \tag{9-150}$$

$$H_V = \sum H_{i,V} y_i \tag{9-151}$$

$$H_L = \sum H_{i,L} x_i \tag{9-152}$$

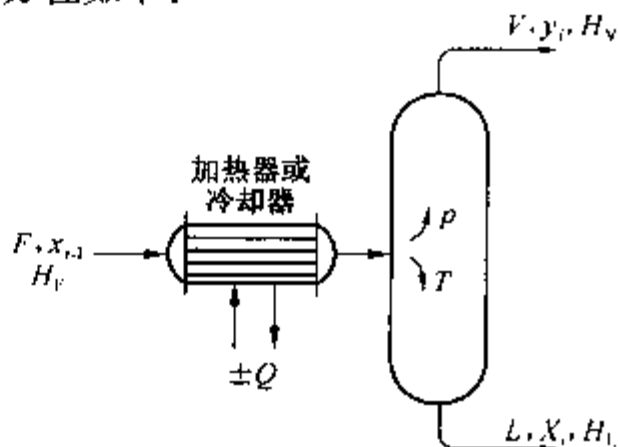


图 9-57 平衡汽化或冷凝  
过程的热量衡算

式中  $H_{i,F}$ ——进料中纯组分  $i$  的热焓, J/mol;  
 $H_{i,V}$ ——气相中纯组分  $i$  的热焓, J/mol;  
 $H_{i,L}$ ——液相中纯组分  $i$  的热焓, J/mol。

由式(9-149)可以计算汽化过程所需加入的热量(+ $Q$ )或冷凝过程所需除去的热量(- $Q$ )。

(二) 平衡汽化和冷凝过程的计算

在决定进料状态而作平衡汽化和冷凝过程计算时, 进料的流率和组成已知, 操作压力需要指定, 汽化和冷凝过程认为在恒压下进行(忽略加热器或冷凝器中的压力降)。

计算中的问题可分为两类:

- (1) 已知汽化或冷凝温度  $t$ , 求汽化分率  $e$  或冷凝分率  $(1-e)$  及平衡气、液相组成  $y_i$  和  $x_i$ 。
  - (2) 已知汽化分率  $e$  或冷凝分率  $(1-e)$ , 求汽化或冷凝温度  $t$  以及平衡气、液相组成  $y_i$  和  $x_i$ 。
- 以上两类计算均需用试差法进行。

**【例9-19】** 脱甲烷塔的进料是将裂解气压缩至 4.05MPa 并冷却至 -60℃ 部分冷凝后所得两相, 试确定裂解气进入脱甲烷塔时的冷凝分率和平衡气液相组成。进料流率及组成与例 9-18 的相同。

解: 采用式(9-146)计算, 由图册查出各组分于  $p=4.05\text{MPa}$ ,  $t=-60^\circ\text{C}$  时的相平衡常数  $K_i$  列于下表:

组 分	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>4</sub>
$K_i$	~26	1.49	0.25	0.16	0.031	~0

设  $e=0.36$ , 代入式(9-146)

$$\begin{aligned} \sum \frac{x_{i,F}}{1+(K_i-1)e} &= \frac{0.1815}{1+(26-1)\times 0.36} + \frac{0.297}{1+(1.49-1)\times 0.36} + \\ &\quad \frac{0.3134}{1+(0.25-1)\times 0.36} + \frac{0.1023}{1+(0.16-1)\times 0.36} + \\ &\quad \frac{0.0784}{1+(0.031-1)\times 0.36} + \frac{0.0263}{1+(-1)\times 0.36} \\ &= 1.0089 \end{aligned}$$

计算结果与 1.0 的偏差小于 0.01, 可认为所设  $e$  值正确, 即  $e=0.36$ , 冷凝分率  $(1-e)=1-0.36=0.64$ 。

由于式(9-146)中各项代表部分冷凝后液相的组成  $x_i$ , 故求解式(9-146)的同时已求出凝液的组成。由于  $\sum x_i=1.0089$ , 所以每一项  $x_i$  应该用  $x_i=\frac{x_i}{\sum x_i}$  进行圆整, 然后由  $y_i=K_ix_i$  求出  $y_i$  值, 计算结果列于下表。

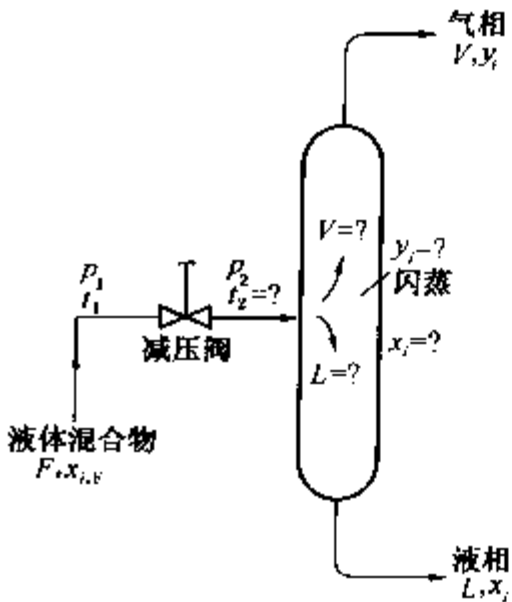
组 分	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>4</sub>	总 计
$x_i$	0.0181	0.2498	0.4272	0.1453	0.1189	0.0407	1.0000
$K_i$	26	1.49	0.25	0.16	0.031	~0	
$y_i=K_ix_i$	0.471	0.372	0.107	0.0232	0.0037	~0	0.977



以上算得 $\sum y_i \neq 1$ 是由于原计算的 $\sum x_i \neq 1$ 所致。

(三) 绝热闪蒸过程及计算

以上所讨论的汽化或冷凝过程都是在压力恒定(忽略流动的压降)的条件下由外界供热或取热来进行的。而绝热闪蒸过程则是指一个液体混合物在绝热条件下由压力 $p_1$ 降低至 $p_2$



时所发生的汽化过程。汽化所需的热量不是由外界提供而是依靠液体本身冷却所放出的显热来供给的。因此闪蒸以后混合物的温度将由原来的 $t_1$ 降至 $t_2$ ，两相分离时一般认为处于平衡状态。

分离多元混合物的精馏装置中，通常由几个塔组成，塔的压力由高到低，因此当前一个塔的釜液送至后一个塔作进料时就会发生这种闪蒸过程。

对于图 9-58 中的绝热闪蒸过程，在计算中要解决的问题是：已知原料液的组成 $x_{i,F}$ ，温度 $t_1$ ，压力由 $p_1$ 绝热闪蒸到 $p_2$ 时，求闪蒸后的温度 $t_2$ 、汽化分率 $e$ 以及气、液相组成。

图 9-58 绝热闪蒸过程

绝热闪蒸过程的终了温度和汽化分率还受到系统热量衡算的制约，因此不能仅用式(9-146)或式(9-148)求解，必须联合运用式(9-146)和式(9-149)或式(9-148)和式(9-149)。

对于绝热闪蒸过程，由于 $Q=0$ ，式(9-149)变成

$$FH_F = VH_V + LH_L \tag{9-153}$$

将 $L = F - V$ 代入上式消去 $L$ 即得

$$e = \frac{V}{F} = \frac{H_F - H_L}{H_V - H_L} \tag{9-154}$$

联解式(9-154)和式(9-146)或式(9-148)时需要用试差法，试差的步骤如下：

- (1) 先假设一个 $t_2$ 值，根据 $t_2$ 、 $p_2$ 查出各组分的相平衡常数 $K_i$ ，由式(9-146)或式(9-148)用试差法求出相应的 $e$ 值和平衡汽、液相组成 $y_i$ 及 $x_i$ 。
- (2) 由所设 $t_2$ 和步骤(1)算出的 $y_i$ 、 $x_i$ 值用式(9-150)至式(9-152)计算混合物的热焓 $H_F$ 、 $H_V$ 和 $H_L$ 。
- (3) 将各热焓值代入热量衡算方程[式(9-154)]求解 $e$ 并与步骤(1)所得 $e$ 值比较，两者如果相符则说明所设 $t_2$ 为正确，否则需要设 $t_2$ 重复以上计算。

【例 9-20】 某厂脱乙烷塔底釜液组成如下：

组 分	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub>
组 成 (摩尔分率)	0.005	0.7403	0.1682	0.0865

塔底温度为 80℃，由 2.84MPa 节流减至 1.62MPa(绝对压力)送入脱丙烷塔作为进料。试决定该釜液绝热闪蒸后的温度、汽化分率及气、液相组成(C<sub>4</sub> 按异丁烷、C<sub>5</sub> 按正戊烷计算)。

解：假设 $t_2 = 53^\circ\text{C}$ ，查出 $t_2 = 53^\circ\text{C}$ ， $p_2 = 1.62\text{MPa}$ 时的 $K_i$ 值如下：

组 分	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub>
$K_i$	3.0	1.30	0.53	0.151

先由式(9-148)用试差法求  $e$ , 设  $e=0.35$ ,

$$\sum_{i=1}^c \frac{K_i x_{i,F}}{1 + (K_i - 1)e} = \sum_{i=1}^c \frac{x_{i,F}}{\frac{1-e}{K_i} + e} = \frac{0.005}{\frac{0.65}{3.0} + 0.35} + \frac{0.7403}{\frac{0.65}{1.30} + 0.35} + \frac{0.1682}{\frac{0.65}{0.53} + 0.35} + \frac{0.0865}{\frac{0.65}{0.151} + 0.35} = 0.0088 + 0.8709 + 0.1067 + 0.0186 = 1.005$$

与 1.0 偏差小于 0.01, 故取  $e=0.35$ , 闪蒸后并经圆整的  $x_i$  及  $y_i$  列表如下:

组 分	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub>	总 计
$y_i$	0.0088	0.8709	0.1067	0.0186	1.005
圆整后的 $y_i$	0.0088	0.8665	0.1062	0.0185	1.0000
$K_i$	3.0	1.30	0.53	0.151	
$x_i = y_i/K_i$	0.0029	0.6666	0.2004	0.1225	0.9924
圆整后的 $x_i$	0.0029	0.6717	0.202	0.1235	1.0000

当  $t_2 = 53^\circ\text{C}$  时由热焓图查出各组分热焓值并计算混合物的热焓如下(焓的零点为  $0^\circ\text{C}$  液体):

组 分	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub>
液相焓( $H_L$ )/J·kmol <sup>-1</sup>	6900	6320	7770	8580
气相焓( $H_V$ )/J·kmol <sup>-1</sup>	13690	17750	24000	34080

代入式(9-151)、式(9-152)求得

$$\begin{aligned} H_L &= \sum H_{L,i} x_i = 6900 \times 0.0029 + 6320 \times 0.6717 + 7770 \times 0.202 + 8580 \times 0.1234 \\ &= 6890 \text{ J/mol} \\ H_V &= \sum H_{V,i} y_i = 13690 \times 0.0088 + 17750 \times 0.8665 + 24000 \times 0.1062 + 34080 \times 0.0185 \\ &= 186800 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

在进料温度  $t_1 = 80^\circ\text{C}$  时, 查得各纯组分的饱和液相热焓为(焓的零点为  $0^\circ\text{C}$  液体):

组 分	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub>
$H_{Vi}$ /J·mol <sup>-1</sup>	8670	10550	11640	13570

由式(9-150)计算进料液体混合物热焓  $H_F$

$$\begin{aligned} H_F &= \sum H_{F,i} x_{i,F} = 8670 \times 0.005 + 10550 \times 0.7403 + 11640 \times 0.1682 + 13570 \times 0.0865 \\ &= 10990 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

由式(9-154)求得

$$e = \frac{H_F - H_L}{H_V - H_L} = \frac{10990 - 6890}{18680 - 6890} = 0.348$$

与由物料衡算方程[式(9-148)]求出的  $e$  值 0.35 基本符合。

计算结果表明脱乙烷塔底釜液由  $p_1 = 2.84 \text{ MPa}$  绝热闪蒸到  $p_2 = 1.62 \text{ MPa}$  时, 温度将由  $80^\circ\text{C}$  降低至  $53^\circ\text{C}$ , 釜液将有 35% (摩尔分率) 汽化, 平衡气、液相组成如表中数据所示。

#### 四、求理论板数的简捷法

多元精馏求所需理论板数的简捷法一般仍是利用吉利兰图, 该图亦适用于多组分。全回流下所需理论板数  $N_{\min}$  可用式(9-131a)计算。最小回流比  $R_{\min}$  已不能由二元精馏的  $y-x$  图上求解, 也不能用式(9-111)计算。

##### (一) 最小回流比 $R_{\min}$

计算多元精馏的最小回流比的公式很多, 其中应用较广的公式是恩德伍德 (Underwood) 公式, 恩德伍德在恒摩尔流和相对挥发度为常数的简化假定下导出以下一对计算最小回流比的公式:

$$\sum \frac{\alpha_{ij} x_{i,D}}{\alpha_{ij} - \theta} = R_{\min} + 1 \quad (9-155)$$

$$\sum \frac{\alpha_{ij} x_{i,F}}{\alpha_{ij} - \theta} = 1 - q \quad (9-156)$$

式中  $\alpha_{ij}$ ——混合物中任一组分  $i$  与所选对比组分  $j$  的相对挥发度,  $\alpha_{ij}$  均取塔顶、塔底平均温度时的数值;

$x_{i,D}$ —— $i$  组分在塔顶产品中的摩尔分率, 使用部分冷凝器时用  $y_{i,D}$  代替  $x_{i,D}$ ;

$x_{i,F}$ —— $i$  组分在进料中的摩尔分率;

$q$ ——进料的热状况参数;

$\theta$ ——式(9-155)和式(9-156)两式的通根, 此根的数值必介于轻、重关键组分的相对挥发度  $\alpha_{lk,j}$  和  $\alpha_{hk,j}$  之间, 当轻、重关键组分的挥发度相邻时, 只有一个通根,  $\alpha_{lk,j} > \theta > \alpha_{hk,j}$ , 若轻、重关键组分之间夹有其他组分, 则通根数为这些其他组分的数目加 1。

由式(9-155)、(9-156)求最小回流比  $R_{\min}$  时, 先对式(9-156)用试差法求出  $\theta$  值, 若轻、重关键组分相邻, 则代入式(9-155)后便可求得  $R_{\min}$ ; 若轻、重关键组分不相邻, 比如说中间夹有一个组分  $n$ , 则可得两个根,  $\alpha_{lk,j} > \theta_1 > \alpha_{n,j} > \theta_2 > \alpha_{hk,j}$ , 将两个根  $\theta_1, \theta_2$  分别代入式(9-155)得到两个方程, 联立求解  $R_{\min}$  及  $x_{n,D}$ 。

操作回流比  $R$  的取法与二元精馏相同。

##### (二) 简捷法求理论板数步骤

- (1) 确定轻、重关键组分。
- (2) 根据芬斯克公式估算非关键组分在塔顶、塔底产品中的分配情况。
- (3) 确定塔的操作压力和冷凝器类型, 计算塔顶、塔底温度。校核步骤 2 所用的相对挥发度是否基本正确。
- (4) 进料绝热闪蒸计算。
- (5) 由芬斯克公式计算  $N_{\min}$ 。
- (6) 由恩德伍德公式计算  $R_{\min}$ 。
- (7) 由吉利兰图求所需理论板数。
- (8) 由柯克布莱德经验公式确定进料位置。
- (9) 计算冷凝器和再沸器热负荷。

【例9-21】 脱甲烷塔的进料、塔顶产品、塔底产品的组成与量和例9-18相同，塔的操作压力为4.05MPa，塔顶温度为-95℃，塔底温度为18℃，进料汽化分率为0.36。塔顶采用部分冷凝器，回流比可取 $R/R_{min}=1.2$ 。试计算为完成此分离任务所需的理论板数，并定出进料位置。

解：（1）由芬斯克公式计算最少理论板数 $N_{min}$   
由式(9-131a)

$$N_{min} + 1 = \frac{\lg\left[\left(\frac{d_{lk}}{w_{lk}}\right)\left(\frac{w_{hk}}{d_{hk}}\right)\right]}{\lg\alpha_{lk,hk}}$$

式中  $\alpha_{lk,hk} = \sqrt{(\alpha_{lk,hk})_{顶} \cdot (\alpha_{lk,hk})_{底}}$

轻、重关键组分(甲烷和乙烯)于塔顶、塔底条件下的相对挥发度见下表：

K 及 α	塔顶条件下(t = -95℃, p = 4.05MPa)	塔底条件下(t = 15℃ p = 4.05MPa)
$K_{C_1} = K_{lk}$	0.81	3.9
$K_{C_2} = K_{hk}$	0.067	1.26
$\alpha_{lk,hk} = \frac{K_{lk}}{K_{hk}}$	12.1	3.1

于是  $\alpha_{lk,hk} = \sqrt{12.1 \times 3.1} = 6.12$   
由例9-18 所得结果可算出：

$$\begin{aligned} \left(\frac{d_{lk}}{w_{lk}}\right) &= \frac{29.897}{0.051} = 586 \\ \left(\frac{w_{hk}}{d_{hk}}\right) &= \frac{31.086}{0.634} = 49 \\ N_{min} + 1 &= \frac{\lg(586 \times 49)}{\lg 6.12} = 5.67 \\ N_{min} &= 5.67 - 1 = 4.67 \end{aligned}$$

$N_{min}$ 中尚包括部分冷凝器，故实际所需最少理论板数为3.67。  
（2）计算最小回流比

先定出各组分*i*于 $p=4.05\text{MPa}$ 及塔顶、塔底平均温度 $t_m=\frac{-95+18}{2}=-38.5\approx-39\text{℃}$ 时的相对挥发度 $\alpha_{ij}$ ，以最重组分 $C_4$ 作为对比组分*j*，计算结果如下：

$p = 4.05\text{MPa}, t_m = -39\text{℃}$						
组 分	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>4</sub>
$K_i$	-30	2.51	0.42	0.31	0.057	0.023
$\alpha = \frac{K_i}{K_j}$	1305	109	18.25	13.5	2.48	1.00

式(9-156)中之 $\theta$ 应介于轻、重关键组分的相对挥发度之间，由于本题轻、重关键组分相邻，故式(9-155)、式(9-156)仅有一个通根。  
 $109 > \theta > 18.25$

由题意已知  $1 - q = 0.36$ , 设  $\theta = 41.5$ , 代入式(9-156)得

$$\sum \frac{\alpha_{ij} x_{i,F}}{\alpha_{ij} - \theta} = \frac{1305 \times 0.1815}{1305 - 41.5} + \frac{109 \times 0.297}{109 - 41.5} + \frac{18.25 \times 0.3145}{18.25 - 41.5} + \frac{13.5 \times 0.1023}{13.5 - 41.5} + \frac{2.48 \times 0.0784}{2.48 - 41.5} + \frac{0.0263}{1.0 - 41.5} = 0.365$$

与所给  $(1 - q)$  值 0.36 的偏差甚小, 因此认为所设  $\theta$  为正确, 即  $\theta = 41.5$ , 将该  $\theta$  值代入式(9-155),

$$\begin{aligned} \sum \frac{\alpha_{ij} x_{i,D}}{\alpha_{ij} - \theta} &= \frac{1305 \times 0.374}{1305 - 41.5} + \frac{109 \times 0.612}{109 - 41.5} + \frac{18.25 \times 0.01298}{18.25 - 41.5} + \frac{13.5 \times 0.00102}{13.5 - 41.5} \\ &= 0.386 + 0.988 - 0.01 - 0.0005 \\ &= 1.364 \end{aligned}$$

$$R_{\min} = 1.364 - 1.0 = 0.364$$

操作回流比  $R = 0.364 \times 1.2 = 0.437$

(3) 由吉利兰图求所需理论板数

图 9-45 的横坐标

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1} = \frac{0.437 - 0.364}{0.437 + 1} = 0.051$$

查图得到

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 2} = 0.60$$

已算得  $N_{\min} = 4.67$ , 代入上式解得  $N = 14.7$ , 此板数不包括再沸器, 但包括部分冷凝器, 除去部分冷凝器  $N = 13.7$ 。即共需理论板数 13.7 层。

(4) 进料位置的确定

近似按泡点进料的式(9-115)计算, A、B 组分取轻、重关键组分。由例 9-18 可知

$$D = 48.863 \text{ kmol/h}$$

$$W = 51.937 \text{ kmol/h}$$

$$\begin{aligned} \frac{N'_R}{N'_S} &= \left[ \left( \frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right)_F \left( \frac{x_{lk,w}}{x_{hk,D}} \right)^2 \left( \frac{W}{D} \right) \right]^{0.206} \\ &= \left[ \left( \frac{0.3145}{0.297} \right) \left( \frac{0.00098}{0.01298} \right)^2 \left( \frac{51.937}{48.863} \right) \right]^{0.206} = 0.353 \end{aligned}$$

式中  $N'_R$  和  $N'_S$  之和应为总理论板数(包括部分冷凝器和再沸器)减去一层进料板, 即  $N'_R + N'_S = 15.7 - 1 = 14.7$ 。以  $N'_S = 14.7 - N'_R$  代入上式可解得  $N'_R = 3.84$  层, 减去部分冷凝器所相当的理論板, 精馏段所需理论板 2.84 层。  $N'_S = 14.7 - N'_R = 10.86$  层, 减去再沸器所相当的理論板并加上进料板, 提馏段需要 10.86 层理论塔板。

## 第七节 原油常压蒸馏塔

原油常压蒸馏塔是炼油厂的一个重要设备, 由于原油是一个极其复杂的混合物, 组分难

### 一、原油常压蒸馏塔的工艺特点

### (一) 复合塔

原油

1

2

3

4

汽油

回流

重油

重柴油

轻柴油

煤油

图 9-59 常压蒸馏排列方案

图 9-60 常压塔及汽提塔

这种复杂塔具有很多优点：占地面积小，回流从主塔的顶部打入，因此只需一套供给回流的装置（设中段循环回流的情况将在稍后介绍）。但也有其缺点：塔体加高，对设备的强度和安装要求都比较严格。此外，由于各汽提塔一般都通入水蒸气，这些水蒸气对主塔的精馏来说并不是必要的，因此加大了主塔的塔径。但总的来



说优点还是主要的。

对各汽提塔通入水蒸气的目的是降低塔内油气分压，使侧线流出物中的较轻馏分汽化返回主塔，由于分离精确度不高，这样的办法完全是可行的，比设再沸器要经济、方便得多。但也不总是如此，在特定的情况下也可能设再沸器<sup>[11]</sup>。常压塔进料段以下也是一个汽提段，吹入一定量的过热水蒸气使常压塔底重油中的轻馏分汽化，以便提高常压塔拔出率和减轻减压塔负荷。由于常压塔塔底温度为 350℃ 左右，如果使用再沸器，热源很难找到，所以常压塔塔底不设再沸器。

### （二）恒摩尔流假定不适用

在二元精馏和多元精馏的简化计算中，对性质和沸点均相近的组分体系所作的恒摩尔流假定对原油常压蒸馏塔完全不适用。这是由于石油是极其复杂的混合物，组分的性质和沸点均可能相差极大，比如常压塔塔底温度可以比塔顶温度高 250℃，根本不能假定塔内各组分的摩尔汽化潜热相近及显热可以忽略。此时应同时用物料衡算方程及热量衡算方程计算各板的实际回流量。

### （三）回流比被全塔热量衡算所确定

常压塔塔底虽然吹入 400℃ 以上的过热水蒸气，但由于它所起的作用是降低塔内油品分压，尽管温度有所降低，但并不产生相变化，所以供应给蒸馏塔的热量是极其微量的。也就是说，如果加热炉的汽化率不够，使液相中含有较多的轻馏分，则单纯依靠塔底吹水蒸气是不可能将这些馏分返回至主塔精馏段的。这样就会造成常压重油变轻，从而加大减压塔的负荷以至于破坏减压塔的操作。因此常压塔的热源几乎完全取自于经加热炉加热的原油，其汽化率至少应等于塔顶产品及所有侧线产品的和。为了使常压塔最低一个侧线下面的几块板仍有液相，汽化率应比塔上部总收率高 2% ~ 4%。

当常压塔的进料状态已被规定时，由于塔底供应的热量极少，所以塔板上的液相量已被确定，如果回流全部由塔顶送入，则回流比也已确定。这一点与二元及多元精馏不同，对于二元和多元精馏，只要再沸器供热能力足够大；其进料汽化分率可以变化，塔顶回流比也可以自由调节。幸而常压塔的分离要求不太高，只要采用足够数量的塔板，在一般情况下，由热量衡算决定的回流比能很好地满足分离的要求。在常压塔的操作中，不能任意调大回流比，否则会使塔的各处温度下降，产品变轻，收率下降。

### （四）多种回流方式

常压塔的回流可以有多种方式，如塔顶回流、塔顶循环回流、中段循环回流。塔顶回流严格地说均系过冷液体，但其温度可以高一些或低一些，温度高一些的回流在炼油厂称为热回流，而把冷到与产品温度一样的回流称为冷回流，实际上这里的热回流只不过是温度高一些的冷回流。

由于原油常压蒸馏时恒摩尔流假定不再适用，实际上塔顶的汽相摩尔流率要比下面一些板的大得多，如果相当于回流的汽相量都要在塔顶冷凝器内冷凝冷却，则会出现下述问题：

（1）各塔板的汽、液相负荷相差很大，按塔顶（严格地讲是塔顶第二层板上方）汽相量计算出来的塔径对于其下部各截面显然是偏大的，这样使得塔的利用很不合理。

（2）由于塔顶温度较低，将其汽相冷凝冷却时，不但消耗大量的冷凝水，且由于温度差较小，要求塔顶冷凝冷却器的传热面积很大。塔顶温度较低，也不便利用汽相冷凝所放出的热量。

如果在塔的精馏段某处抽出一部分液相经冷却后再送回塔内，这样作可以克服上述的缺



点，使全塔汽、液相负荷趋于均匀，并充分利用所放出的热量。这部分经冷却又返回塔内的液相称为循环回流，采用循环回流后要增加设备和泵，且由于循环回流返回口上方塔板的回流量较小会影响分离效果，需要多设几块塔板。

有时在塔顶也采用循环回流，对于常压蒸馏塔来说，其主要目的还是便于回收热量以降低装置的消耗。

## 二、原油常压蒸馏塔的操作原理

由图 9-60 可知，塔 1 中精馏段最下一板的液体全部流入提馏段中(此部分液体量由于受进料汽化率的限制，流率不大甚至接近于零)。而其余各塔，则只有部分液体从精馏段流入自己的汽提塔中，剩余部分则作为下一塔的回流；另外，原料进入塔 1 时是气、液两相的，而其余各塔的进料都是汽相进料。塔 1 的进料组成一般是不变的，而其余各塔的进料组成则与其下面塔的操作情况有关。

在操作时各塔是相互联系的，所以分析某一个塔的操作时还需要同时分析其相邻的塔的操作情况。现以塔 3 为例进行分析，如果相邻的下一塔(塔 2)塔顶产物的浓度发生变化，塔 3 的进料浓度也就变化。根据二元精馏过程的分析可知，当两段的板数固定、回流比不变时，如果进料浓度小，则塔 3 的顶部及底部产品中，低沸点物均同时减少。上一塔(塔 4)对塔 3 的影响主要通过两个方面，即回流量大小和回流的组成。回流量变化的影响已在二元精馏中分析过，回流组成的稍许变化对分离影响不大。

以上的分析对原油蒸馏塔的操作还是不够的，因为原油的分割，通常是控制产品的初馏点和干点。在产品中，如果混有数量不大的轻馏分，将会使产品的初馏点降低很多；反之，如果混有数量不大的重馏分，则产品的干点会急剧上升。因此原油蒸馏塔的操作主要是控制各馏分中头尾两端轻重馏分的含量。为了掌握这种控制方法，分析一下复杂系统中各窄馏分沿塔浓度的变化是很必要的。图 9-61 系在全回流的条件下，石油馏分精馏的数据。纵坐标是塔板的标号，横坐标是组分的浓度。

由图可知，最重的馏分(曲线 9)沿塔高向上浓度下降很快，在塔顶产品中几乎不存在。同样，沸点最低的馏分(曲线 1)，自上而下，浓度下降也很快，几乎不到塔底去。也就是说，假如这个塔的进料含有较多的重馏分，最重馏分全部集中在塔底产品中，势必影响整个产品的干点。调节本塔回流量来改变侧线馏分的干点是没有什么作用的，而要调节下一塔的回流量(即调节侧线抽出量或下面循环回流的量)以改变此塔的进料组成。

侧线馏分的初馏点，主要取决于此馏分中最低沸点馏分的含量，而此窄馏分按挥发度来排，在原油中属于中间馏分，因此可以用改变本塔的进料(即由侧线抽出板上升的气相)，改变上、下段的回流量来调节。

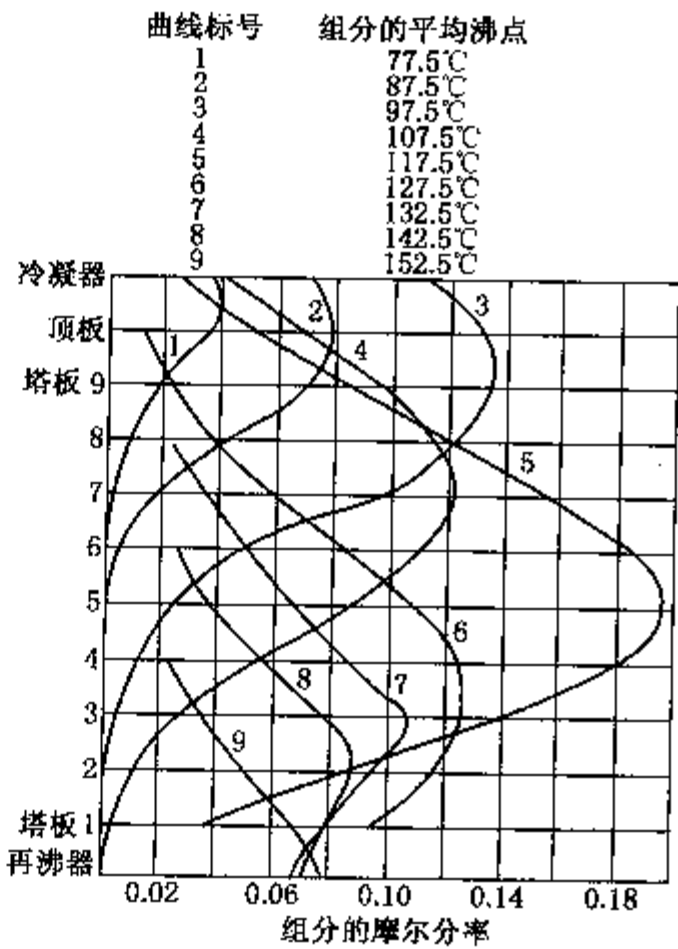


图 9-61 沿塔高石油馏分组成的变化

## 第八节 反应精馏和膜蒸馏简介

蒸馏技术作为当代工业应用最广泛的分离技术之一，如何在产品达到高纯分离的同时又能降低能耗和环境污染，是当前蒸馏学科和工程研究开发的主要目标，由此开发出以蒸馏理论为基础的许多新型复合传质分离技术，如添加物精馏、耦合精馏和热敏物料精馏。本节将简单介绍两种主要的耦合精馏。

### 一、反应精馏

反应精馏是将化学反应与精馏分离结合在同一设备中进行的一种耦合过程。

伴有化学反应的精馏方法，有的用精馏促进反应，有的用反应促进精馏。用精馏促进反应，就是通过精馏不断移走反应的生成物，以提高反应转化率和收率。如醇加酸生成酯和水的酯化反应是一种可逆反应，将这个反应放在精馏塔中进行时，一边进行化学反应，一边进行精馏，及时分离出生成物酯和水。这样可使反应持续向酯化的方向进行。这种精馏在同一设备内完成化学反应和产物的分离，使设备投资和操作费用大为降低。但采用这种方法必须具备一定的条件：①生成物的沸点必须高于或低于反应物；②在精馏温度下不会导致副反应等不利影响的增加。

用反应促进精馏，就是在混合物中加入一种能与被分离组分发生可逆化学反应的物质（第三组分），以提高其相对挥发度，使精馏容易进行。如在混合二甲苯中加入异丙苯钠，后者与对二甲苯和间二甲苯反应生成对二甲苯钠和间二甲苯钠，两者反应平衡常数相差很大，可使对二甲苯与间二甲苯的相对挥发度增大很多。这种方法对增大相对挥发度比较有效。但由于第三组分的回收和循环使用比较困难，使其应用受到限制。

按照反应中是否使用催化剂可将反应精馏分为催化反应精馏过程和无催化剂的反应精馏过程。催化反应精馏过程，按所用催化剂的相态又可分为均相催化反应精馏和非均相催化反应精馏过程，非均相催化反应精馏过程即为通常所讲的催化精馏。

反应精馏技术与传统的单纯反应或精馏技术相比，具有如下优点：

- (1) 反应和精馏过程在同一个设备内完成，投资少，操作费用低，节能；
- (2) 反应和精馏同时进行，不仅改进了精馏性能，而且借助精馏的分离作用，提高了反应转化率和选择性；
- (3) 通过及时移走反应产物，能克服可逆反应的化学平衡转化率的限制，或提高串联或平行反应的选择性；
- (4) 温度易于控制，避免出现“热点”问题；
- (5) 缩短反应时间，提高生产能力。

反应精馏技术并不是能适用于所有的化工过程，它最适用于混合物精馏过程促使反应组分完全转化的可逆反应。催化精馏技术的应用受以下条件的限制：

- (1) 操作必须在组分的临界点以下，否则蒸汽与液体形成均相混合物，将无法进行分离；
- (2) 在催化反应适宜的压力、温度范围内，反应组分必须能进行精馏操作；
- (3) 原料和反应产物挥发度必须有较大差别和适宜的序列，反应物与产物不能存在共沸现象；

(4) 反应精馏过程所用的催化剂不能和反应系统各组分有互溶或相互作用。原料中不能含有催化剂毒物，对反应中容易在催化剂上结焦的石油化工过程不宜用；

(5) 精馏温度范围内，催化剂必须有较高的活性和较长的寿命。

近年来，反应精馏的研究从 20 世纪 80 年代的单纯工艺开发向过程共同规律研究的方向发展，在基础性研究、工艺开发与应用等方面都有可喜的进展。诸如在反应精馏塔及催化剂方面；催化床中传质及流体力学特性方面及数学模拟和设计方程方面等。

反应精馏最早应用于甲基叔丁基醚 (MTBE) 和乙基叔丁基醚 (ETBE) 等合成工艺中，现已广泛应用于酯化、异构化、烷基化、叠合过程、烯烃选择性加氢、氧化脱氢、 $C_1$  化学和其他反应过程。但是反应精馏过程的应用是有局限性的，它只适用于化学反应和精馏过程可在同样温度和压力范围内进行的工艺过程。此外，在反应和精馏相互耦合过程中，还有许多的问题，如精细化工生产的间歇反应精馏非稳态特性、反应和精馏过程的最佳匹配、固体催化剂失活引起的操作困难、开发通用的反应精馏过程模拟软件和设计方法等方面，都有待进一步研究。因此，当前对反应精馏的研究主要集中在催化剂的选择、催化剂的装填形式、反应精馏塔内的反应动力学、热力学和流体力学的研究、反应精馏的工艺优化以及如何找出反应精馏过程中的气液平衡关系，以指导工业化生产。

## 二、膜蒸馏

膜蒸馏是一种用疏水性微孔膜将两种不同温度的溶液分隔开，较高温度侧溶液中易挥发的物质呈气态透过膜进入另一侧，然后冷凝的膜分离过程。膜的作用相当于溶剂蒸发时的液相阻隔介质。例如在膜一侧通以热水，在常压下，水及溶于水的无机盐不能浸润和透过膜层。在膜孔介面处的水蒸发，水蒸气可透过膜的微孔向另一侧迁移，并冷凝为纯水，凝结水混溶于膜另一侧低温淡水中。膜蒸馏过程的推动力是膜两侧的高低温液体的温度差。疏水性微孔膜和一定的温度梯度是膜蒸馏过程的两个基本条件。

根据膜下游侧冷凝方式的不同，膜蒸馏过程可分为直接接触膜蒸馏、气隙膜蒸馏、吸气膜蒸馏和真空膜蒸馏等四种类型。

### (一) 膜蒸馏的优点

膜蒸馏被认为可以在最小的外界能量下操作，装置所需资金和场地最小，传统蒸馏塔所要求的大的气体空间被微孔膜的孔体积取代，膜厚约为  $100\mu\text{m}$ 。传统蒸馏要求有高的气速以提供完全的汽液接触，而膜蒸馏则采用憎水微孔膜作为汽液相界面。因而所需设备更小，可减少占地面积。由于膜蒸馏不需要把待处理的液体加热至沸点以上，因此所需操作温度更低。而且，低的操作温度和少的设备表面积使得设备表面的热损耗降低。该过程的人料温度一般为  $60\sim 90^\circ\text{C}$  (也有人用过  $30^\circ\text{C}$ )。因此，将低品位原料、废料和(或)其他能源，如太阳能和地热，与膜蒸馏系统联用可成为一个经济、高能效的液体分离系统。采用太阳能作动力的膜蒸馏系统在一些偏远地区已显示出成本比反渗透更具竞争性。低温操作也使膜蒸馏在食品工业和医药领域中具有魅力，因为它可更好地保持浓缩果汁的色味，同时它可以在制药过程中保持生物液体中的菌体活性。由于膜蒸馏和其他压力推动过程，如反渗透、超滤和微滤有许多相同的潜在用途，因此将它们作一比较是很有必要的。在从水中除去离子成分和非挥发性有机物方面，膜蒸馏比反渗透更加安全高效。由于膜蒸馏是热推动过程，操作压力一般为零到几百 kPa，比反渗透的推动压力相对较低，低操作压力可降低设备费用并提高过程安全性。膜蒸馏的另一优点是可以有效地去除溶质。由于其原理是汽液平衡，所以可以 100%

(理论上)去除离子、大分子、胶体、细胞和其他非挥发性成分。而其他过程,如反渗透、超滤和微滤则没有显示出这样好的去除性。当膜蒸馏用于脱盐时,一个设计出色的系统一般可以达到水流量  $75\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ,这可与反渗透相媲美。由于膜蒸馏的操作压力比其他压力推动过程要小得多,因此,它们对孔膜的机械要求(即抗压)就大大降低。膜蒸馏另一优于反渗透、超滤和微滤之处是膜在实际分离中所起作用最低。在膜蒸馏中,膜只作为汽液相界面的支撑,并不区分溶液化学成分,也不起筛子的作用。因而,膜可以用耐化学品纤维作成,如可用聚四氟乙烯、聚丙烯和聚偏氟乙烯。进而,膜蒸馏中的膜淤塞问题较小,因为其孔相对大于反渗透或超滤中的孔或扩散通路,不易堵塞。

## (二) 膜蒸馏的发展

1963年,美国的波德尔(Bodell)首次在他的专利申请中对膜蒸馏的初步成果进行了介绍。费德利(Findley)在20世纪60年代末发表了一个基础理论,并公布了用各种膜材料进行膜蒸馏试验的原始数据。膜材料包括纸、胶合板、玻璃纤维、赛璐玢、尼龙和硅藻土,其中大部分用硅树脂、特氟龙或防水剂处理以得到所需要的憎水性。Findley就膜中空气截留、膜厚、传导热耗和孔隙率造成的影响进行了定性分析。得出的结论为“如果可以得到低成本、高温、长寿命和有其他所需特征的膜,这种方法可以成为一种经济的蒸发方法,同时也是转化海水的一个重要的可能方案”。

20世纪80年代早期,由于新的膜制造技术的涌现,人们对膜蒸馏产生兴趣,因为这时可以得到高达80%孔隙率和 $50\mu\text{m}$ 厚的膜。比起Findley在60年代用的膜,渗透率(定义为流量除以压差,  $N/\Delta P$ )提高了100倍。膜组件设计的改进及进一步认识温度和浓差极化对膜蒸馏性能的影响,使其更具竞争力。80年代末恩卡(Enka)制造了一种可用于商业生产的膜蒸馏系统。90年代初,日产淡水25t和10t的膜蒸馏装置在日本投入运行。

## (三) 膜特性

膜蒸馏只能使用憎水微孔膜。这种膜有板式或管式的。它们通常由聚四氟乙烯、聚丙烯和聚偏氟乙烯制成。膜蒸馏用的微孔膜可采用多种方法制备,包括传统的相转换、拉伸致密膜、加热相分离等方法。表面经憎水处理的憎水膜已成功地用于该过程,例如醋酸纤维素膜通过辐射接枝苯乙烯进行表面改性,以及硝酸纤维素膜通过与乙烯基三甲基硅烷/四氟化碳和八氟环丁烷进行等离子体表面聚合改性的膜等。

## (四) 膜蒸馏的用途

### 1. 直接接触蒸馏

直接接触蒸馏最宜用于主要渗透物为水的场合,如脱盐或浓缩水溶液。亦可用于浓缩果汁、血液和废水处理。1964年魏尔(Weyl)首次将直接接触蒸馏用于脱盐。直接接触蒸馏也成功用于废水处理,产生的渗透物对环境污染较轻,并且它也可用于浓缩有价值的化学物质。这一过程已成功用于处理被染料污染的纺织废水、被牛磺酸污染的制药废水、含重金属的废水、富含钨化合物的硫酸溶液等。另外,直接接触蒸馏成功地用于以往高温会导致处理液降解的领域,如有效浓缩果汁和浓缩血液。

### 2. 空气隙膜蒸馏

直接接触蒸馏的不足之处是其热能利用率相对较低。进料溶液的大部分热通过膜的热传导面损失。一种解决办法是在膜渗透侧和冷凝表面间加一空气隙,这样可提高热传导阻力。瑞典开发公司将空气隙用于设计的膜组件中,结果表明它将大幅度减少膜的热传导损失。但这样其传质阻力也增加了(除非系统去除气体),因此空气隙膜蒸馏的通量一般小于其他膜



蒸馏结构。然而空气隙膜蒸馏比直接接触蒸馏用途更广泛，因为在空气隙膜蒸馏中是在冷表面上冷凝渗透物而不是直接冷凝。因此空气隙膜蒸馏可以用于直接接触蒸馏适用的场合，还可用来除去水溶液中的痕量挥发性成分。该过程已成功地用于纯水生产和浓缩各种非挥发溶质。

3. 真空膜蒸馏

真空膜蒸馏过程与渗透蒸发很相似，两者经常被混淆。真空膜蒸馏和渗透蒸发的根本区别在于膜在分离中起的作用。真空膜蒸馏使用的多孔膜只是作为汽液界面的支撑。真空膜蒸馏膜有某些选择性，它基于独立的各扩散物质的努森扩散率，但分离程度主要还是取决于膜溶液界面的汽液平衡条件。而渗透蒸发用致密膜的分离程度取决于各组分在膜材料上相对溶解性和挥发性。由于上述不同，真空膜蒸馏常可得到比渗透蒸发大几个数量级的通量。入料温度、流速和溶质(非挥发性)浓度对真空膜蒸馏的影响类似于对直接接触蒸馏的影响。真空膜蒸馏相对于其他膜蒸馏结构的优点之一是通过膜的热传导损失可忽略不计。作为一种分离手段，真空膜蒸馏主要用于除去稀水溶液中的挥发组分。有人用真空膜蒸馏获得了比入料浓度高 10 倍的乙醇渗透物，大大优于用空气隙膜蒸馏分离乙醇水体系。

自从 20 世纪 60 年代中期 Findley 提出膜蒸馏技术以来，人们对膜蒸馏技术进行了深入的研究，主要集中于工艺过程及其影响因素(截留率、水通量和热利用率)、过程机理和过程应用等 3 个方面。尽管人们对膜蒸馏技术的研究已经有了很大进展，但是膜蒸馏存在热阻大、单程热效低、膜污染和传质机理还不清楚等一系列问题，而且膜的性能仍然有待进一步提高；膜的成本需逐步降低；元件相组件的若干细微之处需要改进，达到方便、可靠的要求；膜蒸馏装置长期运行考察尚不足。因此，当前的研究方向是研制分离性能好、价格低廉的膜，完善机理模型，提高热量利用率，开展新的应用研究，将膜蒸馏过程与其他分离过程相结合，设计出新的具有更好分离性能、操作更简便、能耗更小和更易产业化的膜蒸馏过程。

符 号 说 明

英文字母	$h$ ——泡沫层高度，m；
$a$ ——接触比表面积， $m^2/m^3$ ；	$K$ ——相平衡常数；
$C$ ——系统内组分数；	$K_{OC}$ ——以分压为推动力的总传质系数， $kmol/(m^2 \cdot Pa \cdot s)$ ；
$C_p$ ——定压比热容， $J/(mol \cdot K)$ ；	$L$ ——液相摩尔流率， $kmol/h$ ；
$D$ ——塔顶产品流率， $kmol/h$ ；	$m$ ——相平衡线斜率；
$d_i$ ——某组分在塔顶产品中的量， $kmol/h$ ；	$N$ ——理论板数；
$E_T$ ——全塔效率；	$N_e$ ——方程式数；
$E_{ML}$ ——液相默弗里板效率；	$N_f$ ——独立设计变量；
$E_{MV}$ ——气相默弗里板效率；	$N_v$ ——总变量数；
$E_{OV}$ ——点效率；	$N_{OC}$ ——传质单元数；
$e$ ——汽化分率；	$n$ ——总理论板数；
$F$ ——进料摩尔流率， $kmol/h$ ；	$p$ ——压力， $kPa$ ；
$f$ ——逸度， $kPa$ ；	$Q$ ——热量， $kJ/h$ ；
$G$ ——质量流率， $kg/s$ ；	$q$ ——进料热状况参数；
$H$ ——热焓， $J/mol$ ；	$R$ ——回流比；

$R_c$ ——冷回流比;	$\gamma$ ——活度系数;
$r$ ——汽化潜热, J/mol;	$\theta$ ——恩德伍德公式的根;
$S$ ——解吸因子;	$\mu$ ——黏度, mPa · s;
$T$ ——温度, K;	$\phi$ ——逸度系数。
$t$ ——温度, °C;	下标
$U$ ——侧线液相流率, kmol/h;	A, B, C——组分编号;
$V$ ——气相流率, kmol/h;	D——塔顶;
$v$ ——挥发度, kPa;	F——进料;
$W$ ——塔底产品流率或侧线气相流率, kmol/h;	$i$ ——任一组分 $i$ ;
$w_i$ ——某组分在塔底产品中的量, kmol/h;	$j$ ——任一组分 $j$ ;
$X$ ——吉利兰关联图的横坐标;	L——液相;
$x$ ——液相中某组分的摩尔分率;	$n$ ——板号;
$Y$ ——吉利兰关联图的纵坐标;	V——气相;
$y$ ——气相中某组分的摩尔分率。	W——塔底;
希腊字母	hk——重关键组分;
$\alpha$ ——相对挥发度;	lk——轻关键组分;
	min——最小值。

## 参 考 文 献

- [1] 苏裕光等译. 化工热力学导论. 第三版. 北京: 化学工业出版社, 1982
- [2] 郭天民等编. 多元汽液平衡和蒸馏. 北京: 化学工业出版社, 1983
- [3] 陈敏恒等编. 化工原理(下册). 第三版. 北京: 化学工业出版社, 2006
- [4] 谭天恩等编著. 化工原理(下册). 第二版. 北京: 化学工业出版社, 1990
- [5] 蒋维钧等编著. 化工原理(下册). 北京: 清华大学出版社, 1993
- [6] Gautreaux M F and O'Connell. H E Chem Eng Prog, 1995(51): 232
- [7] AIChE. Bubble Tray Design Manual, 1958
- [8] Henley E J and Seader J D. Equilibrium - Stage Separation Operations in Chemical Engineering. John Wiley & Sons Inc. 1981
- [9] Robinson C S and Guiland E R. Elements of Fractional Distillation. 4th ed. New York: Mc Graw - Hill Book Co, 1950
- [10] 杨劲编. 基本有机原料生产工艺学. 北京: 石油大学出版社, 1994
- [11] 林世雄主编. 石油炼制工程(上册). 第二版. 北京: 石油工业出版社, 1988
- [12] 上海化工学院等编. 化学工程(第二册). 北京: 化学工业出版社, 1980
- [13] 天津大学化工原理教研室编. 化工原理(下册). 第二版. 天津: 天津科学技术出版社, 1987
- [14] 姚玉英等编. 化工原理例题与习题(下册). 北京: 化学工业出版社, 1984
- [15] 徐世民等. 新型蒸馏技术及应用. 化工机械, 2004, 31(3)
- [16] 朱小慧摘译. 膜蒸馏综述, 化工新型材料, 1998(5)
- [17] 刘雪暖等. 反应精馏技术的研究现状及其应用. 化学工业与工程, 2000, 17(3)

## 习 题

1. 应用例 9-1 中的安托因方程式计算纯苯及纯甲苯的饱和蒸气压, 并绘出 101.3kPa

下苯-甲苯系统的  $t-x-y$  图(此溶液可视为理想溶液)。

2. 由前题的  $t-x-y$  图对含苯 50% (摩尔分率) 的苯-甲苯混合液计算以下各项:

- (1) 溶液的泡点。
- (2) 将溶液在保持气、液紧密接触的情况下升温至 95℃ 时各相的组成及汽化分率。
- (3) 溶液全部汽化时的温度, 全部汽化的瞬间气、液相组成。

3. 求解某苯-甲苯二元精馏塔的下述问题:

- (1) 已知塔顶气相温度为 83℃, 含苯 0.95 (摩尔分率, 下同), 计算塔顶压力。
- (2) 已知塔底温度为 110℃, 求塔底产品组成。
- (3) 已知此塔进料含苯 0.45, 如欲使进料在泡点状态下加入塔内, 求进料温度。

为简化计算, (2)、(3) 题的操作压力均取 (1) 中之值; 苯和甲苯的饱和蒸气压由例 9-1 的安托因方程计算。

4. 某脱乙烷塔塔顶蒸气中含乙烯 67% (摩尔分率); 乙烷 33% (摩尔分率), 塔的操作压力为 3MPa, 计算该塔的塔顶温度。

5. 若从乙烯精馏塔塔顶要获得近乎纯的乙烯产品, 试问:

- (1) 如果操作压力要保持为 101.3kPa, 塔顶温度为多少?
- (2) 塔的操作压力最高不得超过多少?

6. 由 K 图定出  $C_2H_4$ ,  $C_2H_6$ ,  $C_3H_6$ ,  $C_3H_8$ ,  $nC_4H_{10}$  于  $t = -20^\circ C$ ,  $p = 2MPa$  及 0.5MPa 下的相对挥发度(以  $C_2H_6$  为基准), 并加以比较。

7. 由实验测得, 丙酮-水溶液在 101.3kPa 下的三对气、液平衡数据如下:

丙酮摩尔分率( $x$ )	丙酮摩尔分率( $y$ )	温度/℃
0.300	0.809	61.1
0.538	0.840	59.5
0.793	0.900	57.4

已知丙酮和水的饱和蒸气压可分别由下列二式算得:

$$\lg p_{\text{丙酮}}^0 = 16.6513 - \frac{2940.46}{t + 237.22}$$
$$\lg p_{\text{水}}^0 = 18.3036 - \frac{3816.44}{t + 227.02}$$

式中  $p^0$  的单位为 mmHg(0.133kPa);  $t$  的单位为℃。

- (1) 求出上列组成时丙酮对水的相对挥发度。
- (2) 如何判断该溶液是否为理想溶液?

8. 苯-甲苯精馏塔在常压下操作, 已知进入精馏段某一块板的气相和液相中含苯分别为 80% 及 85% (摩尔分率), 气相与液相摩尔流率之比为 4:3, 若此板为理论板, 恒摩尔流假定成立, 在操作条件下二组分的平均相对挥发度为 2.5, 试计算离开该板的气、液相组成。

9. 正戊烷-正己烷二元精馏塔进料为含正戊烷 55% (摩尔分率, 下同) 的饱和液体, 操作压力  $p = 150kPa$  (绝), 塔顶采用全凝器, 回流比为 1.25, 要求塔顶产品中含正戊烷不得低于 95%, 塔底产品中正戊烷的含量不得高于 5%, 求在此操作条件下所需的理论板数、实际板数及适宜的进料位置。相平衡关系中  $K$  值可由图查出。

10. 每小时 1000kmol 的乙醇-水溶液(乙醇的摩尔分率为 0.6) 及每小时 2000kmol 的乙



醇-水溶液(乙醇的摩尔分率为0.2)作为原料,分别进入某乙醇-水二元精馏塔的不同塔板处。要求塔顶产品中乙醇的摩尔分率不低于0.79,塔底产品中乙醇的摩尔分率不高于0.02。两股进料均为泡点液体,塔顶使用全凝器,塔底使用再沸器,回流比为2.0,乙醇-水溶液在101.3kPa下的相平衡数据见本书例9-15,试求:

- (1) 塔顶及塔底产品流率。
- (2) 所需理论板数及两股进料的加料位置。
- (3) 若塔底不用再沸器而通入直接水蒸气时所需的理论板数。

11. 计算第9题正戊烷-正己烷二元精馏塔塔顶冷凝器及塔底再沸器热负荷。假定塔散热损失可以忽略。

12. 由一块理论板及再沸器组成的常压塔,含乙醇20%(摩尔分率)的乙醇-水溶液于泡点下加入塔板上,已知进料量为100kmol/h,塔顶气相全部引出,冷凝后作为产品,要求塔底产品中含乙醇不超过1%(摩尔分率),设恒摩尔流假定成立,相平衡关系见本书例9-15。试求:

- (1) 塔顶产品的组成及摩尔流率、质量流率。
- (2) 塔底产品的摩尔流率及由再沸器上升的气相量。
- 13. 上题若恒摩尔流假定不能成立,请写出解题所必需的方程式并绘出计算框图(提示:同时考虑热量衡算方程)。

14. 某苯-甲苯二元精馏塔,精馏段有一块理论板,提馏段仅设有再沸器,处于泡点下的进料与离开第一层板的液相一起进入再沸器,经平衡汽化一部分后剩下液相作为塔底产品抽出,已知进料中含苯40%(摩尔分率),摩尔流率为100kmol/h,要求塔顶产品中含苯不低于70%(摩尔分率),回流比为2,操作条件下的相对挥发度可取为2.4,请求出塔顶、塔底产品流率及塔底产品组成。

15. 苯-甲苯溶液中苯的摩尔分率为0.4,共200kmol,在常压下进行蒸馏,相对挥发度为2.4。试问:

- (1) 若进行简单蒸馏,当釜液中苯的摩尔分率为0.2时,馏出液的量和平均组成是多少?
- (2) 若在具有3块理论板(包括再沸器)的塔内进行间歇精馏,保持回流比 $R=4$ 不变,当釜液中苯的摩尔分率降至0.2时,馏出液的量和平均组成是多少?并与(1)进行比较。
- (3) 同样进行间歇精馏,馏出液中苯的摩尔分率始终维持在0.85,最终回流比为该阶段最小回流比的1.8倍,当釜液中苯的摩尔分率降至0.2时,馏出液的量、所需理论板数和总汽化量分别为多少?

16. 某混合物组成如下表所示:

组 分	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	总 计
$z_i$ (摩尔分率)	0.05	0.35	0.15	0.2	0.1	0.15	1.00

在精馏塔中进行分离,希望塔顶产品中丙烯摩尔分率不高于0.025,塔底产品中乙烷摩尔分率不高于0.05。试估计各组分在产品中的浓度。

17. 用亨斯特别克法估算上题中各组分在塔底及塔顶产品中的分配情况。塔中的平均操作压力为2.8MPa,塔顶、进料及塔底的操作温度可分别近似取为3℃,26℃,81℃。

18. 某厂脱乙烷塔进料组成如下:

组 分	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	i - C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	总 计
$z_i$ (摩尔分率)	0.0103	0.6111	0.0728	0.2415	0.0078	0.0565	1.0000

进料为饱和液相，流率为 305kmol/h，塔顶采用部分冷凝器，冷凝温度为 -12℃。要求丙烯回收率不低于 99.1% (摩尔分率)，乙烷回收率不低于 97.6% (摩尔分率)，试计算：

- (1) 塔顶和塔底产品量和组成。
- (2) 塔的操作压力(忽略压降)。
- (3) 塔底温度。
- (4) 最小理论板数。
- (5) 最小回流比。
- (6) 操作回流比为最小回流比的 1.2 倍时，用简捷法求所需理论板数和进料位置。

## 第十章 气体吸收

### 第一节 概 述

#### 一、吸收过程在化学化工生产中的应用

气体吸收是利用气体混合物中各组分在溶剂中溶解度的差异，而实现气体混合物组分分离的单元操作过程。气体混合物中能被溶剂溶解的组分称为溶质，以  $A$  表示；不溶或微溶组分称为惰性组分，以  $B$  表示；吸收过程所用的溶剂也称为吸收剂，以  $S$  表示；所得的溶液称为富吸收液，吸收后排出的气体称为贫气、尾气或净化气。

在化学化工过程中，气体吸收主要用于以下目的：

(1) 回收气体中的有用组分。例如用洗油(煤焦油的精制品)作吸收剂回收焦炉煤气中的粗苯(包括苯、甲苯、二甲苯等)；用水作吸收剂回收合成氨厂排放气中的氨；用烃类作吸收剂回收石油裂解气中的乙烯、丙烯；用粗汽油(吸收塔)和粗柴油(再吸收塔)作吸收剂回收催化裂化干气中的  $C_3$ 、 $C_4$  组分等。

(2) 制取某种气体溶液。

例如用水吸收氯化氢制取盐酸；用水吸收二氧化氮制取硝酸；用水吸收甲醛制备福尔马林溶液等。

(3) 原料气的净化或尾气、废气的净化以保护环境。例如用水或碱液脱除合成氨原料气中的  $CO_2$ ；用丙酮脱除裂解气中的乙炔；用水吸收工业废气中的  $SO_x$ 、 $NO_x$  等。

实际的吸收过程常常同时兼有净化气体与回收有用组分的双重目的。

现以焦炉煤气中回收粗苯为例说明其操作流程(图 10-1)。焦炉煤气(含粗苯约  $35g/m^3$ )在常温下由塔底进入吸收塔，作为溶剂的洗油从塔顶进入吸收塔。在煤气与洗油的接触过程中，煤气中的粗苯蒸气溶于洗油，使出塔的煤气中粗苯含量降至设计要求值( $2g/m^3$ )以下，富含溶质的洗油(富油)由吸收塔底排出。为了回收富油中的粗苯并使洗油能够重复使用(溶剂的再生)，必须使富油在解吸塔中进行

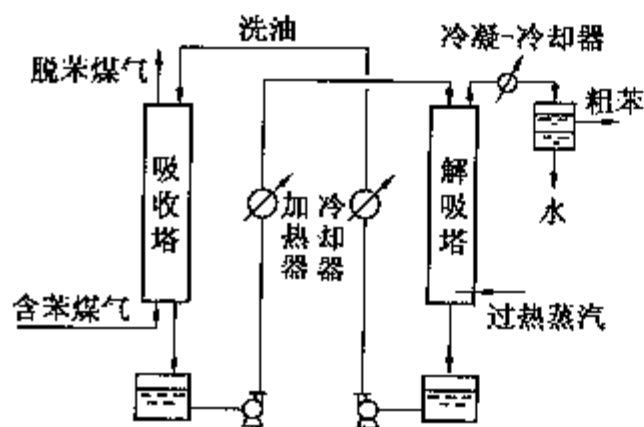


图 10-1 吸收与解吸流程示意图

吸收的逆过程——解吸。为此，将富油预热至  $170^{\circ}C$  左右，进入解吸塔顶，塔底通入过热水蒸气。洗油中的粗苯在高温下因溶解度减小从洗油中逸出而被水蒸气带出塔顶。经冷凝冷却后的水和粗苯液体，在分层器中分层后分别引出。所回收的粗苯送去进一步加工，脱除粗苯的洗油(贫油)经冷却后作为吸收剂送入吸收塔循环使用。

由上述可知，一个完整的吸收分离过程一般包括溶质吸收和溶剂再生两个部分(制取气体溶液除外)。溶剂再生常用解吸或蒸馏的方法实现，也可以用其他分离方法，目的是为了获得溶质产品以及溶剂回收循环使用。解吸一般是直接通入水蒸气或惰性气体，改变溶质在

溶剂中的溶解度。若吸收在高压下进行，可以通过降压闪蒸的方法再生溶剂。

同精馏一样，吸收过程一般也在塔设备中进行。塔设备可在流动状态下为传热和传质过程提供适宜的汽液传质相界面，易于实现多级操作。通过实现多次相平衡或传质过程，达到预期的分离效果。最常用的是填料塔和板式塔，此外还有喷洒塔、湿壁塔、鼓泡塔等，存在化学反应时还可以在搅拌鼓泡釜中进行。

吸收是组分由气相转向液相的传质过程，此过程涉及相际的热力学平衡关系及传质速率，如果伴有化学反应，还必须考虑化学动力学问题。

如果气体混合物中只有一个组分溶于溶剂，其余组分在溶剂中的溶解度极低而可忽略不计，这样的吸收过程称为单组分吸收；如果气体混合物中有两个或两个以上的组分溶于溶剂则称为多组分吸收。用水吸收合成氨原料气(含有  $N_2$ 、 $H_2$ 、 $CO$ 、 $CO_2$  等组分)时，其中只有  $CO_2$  在水中有较大的溶解度，其余组分在水中的溶解度极低可视为惰性组分，这种吸收过程属于单组分吸收；用洗油吸收焦炉煤气时，其中苯、甲苯、二甲苯等组分在洗油中都有显著的溶解度，这种吸收过程称为多组分吸收。

若吸收过程中溶质和溶剂之间不发生明显的化学反应，可以当作气体单纯地溶解于液相的物理过程，则称物理吸收；若溶质与溶剂发生明显的化学反应，则称化学吸收。前面提到的用洗油吸收粗苯、用水吸收  $CO_2$  及用烃类吸收乙烯、丙烯等过程都属于物理吸收，用碱液吸收  $CO_2$  的过程则属于化学吸收。

气体溶解于液体时，常常伴随着溶解热效应，对于化学吸收还会有反应热，其结果是液相的温度逐渐升高，这样的吸收过程称为非等温吸收。但若热效应很小，或气相中溶质浓度很低而吸收剂用量相对很大，温度升高并不明显时，或吸收过程中能及时引出热量而维持液相温度基本不变，可认为是等温吸收。

本章重点讨论单组分、等温、物理吸收的原理与计算。在此基础上也对多组分吸收、化学吸收、非等温吸收及解吸过程的原理和计算作简略介绍。

## 二、吸收剂的选择

吸收剂的性能往往决定吸收操作的成败，故选择适宜的吸收剂是吸收操作的关键之一。选择吸收剂通常从以下几方面去考虑：

(1) 吸收剂应具有良好的选择性，即对被分离组分(溶质)有良好的溶解能力，而对其他组分不溶或微溶。

(2) 吸收剂应对被分离组分具有尽可能大的溶解度。这样可以提高吸收速率、减小吸收剂的用量，从而减小设备的尺寸及节约能源。

(3) 若吸收剂要循环使用，则对于化学吸收，化学反应必须是可逆的；对于物理吸收，吸收剂对溶质的溶解度应随操作条件改变而有显著的差异，使吸收剂易于再生。

(4) 操作温度下吸收剂的蒸气压尽可能低，以减小吸收及再生过程中吸收剂的挥发损失。

(5) 操作温度下吸收剂的黏度要低，这样可以改善吸收塔内的流动状况以利于传质，且有助于降低泵的能耗。

(6) 吸收剂应尽可能无毒、无腐蚀、不易燃、不易发泡、价廉易得并具有化学稳定性。

## 第二节 吸收过程的相平衡关系

### 一、气体在液体中的溶解度

在恒定的温度与压力下，使气体混合物与一定量的溶剂接触，溶质便向液相(溶剂)中传递，随着溶剂中溶质的浓度逐渐增加，溶质自气相向液相的传质速率逐渐减慢。当气液两相接触足够充分之后，液相中溶质的浓度就不再增加，任何瞬间从气相传入液相的溶质分子数恰好与从液相逸出至气相的溶质分子数相等，即传质速率为零，这时称气液两相达到了相平衡。平衡状态下气相中溶质的分压称为平衡分压，液相中溶质的浓度称为平衡浓度，简称溶解度。

对于单组分物理吸收的气、液两相平衡物系，组分数  $C=3$  (溶质 A、惰性组分 B、溶剂 S)，相数  $\Phi=2$ ，根据相律可知其自由度  $F$  为：

$$F = C - \Phi + 2 = 3$$

即在温度  $t$ 、总压  $p$  和气、液两相溶质的组成这 4 个变量中，确定了其中 3 个变量的值，另一个变量的值就已被确定。所以在一定的温度和总压下，溶解度只取决于溶质在气相中的组成(或分压)。但是由实验得知，当总压不太高(一般约小于 500kPa)时，在一定温度下，溶解度几乎只取决于溶质在气相中的分压，也就是说总压的变化对分压与溶解度之间的对应关系几乎没有影响。

气相组分在常规溶剂中的溶解度数据可以从文献中查阅，也可以采用热力学相平衡模型进行预测。对于特殊的溶剂体系，一般需通过实验来测定。

在相同温度和分压下，不同的气体溶质(如  $\text{NH}_3$ 、 $\text{O}_2$ 、 $\text{SO}_2$ )在水中的溶解度差别很大。例如温度为  $20^\circ\text{C}$ 、溶质分压为 20kPa 下，氨的溶解度最大，为  $0.17\text{kg/kg}(\text{H}_2\text{O})$ ，称为易溶气体；氧的溶解度很小，为  $9 \times 10^{-6}\text{kg/kg}(\text{H}_2\text{O})$ ，称为难溶气体；二氧化硫的溶解度居中，为  $0.022\text{kg/kg}(\text{H}_2\text{O})$ ，称为溶解度适中的气体。

图 10-2 表示了总压不太高时，氨在水中的溶解度(以摩尔分率  $x$  表示)与气相平衡分压  $p_g$  之间在不同温度下的关系。图中的相平衡曲线也称溶解度曲线。由图可知，同一温度下，分压升高，则气体的溶解度增加。温度升高，同一分压下，气体的溶解度降低。

若平衡时气液两相中溶质的组成分别用摩尔分率  $y$  及  $x$  表示，则 101.3kPa 下  $\text{SO}_2$  在水中的溶解度曲线如图 10-3 所示。

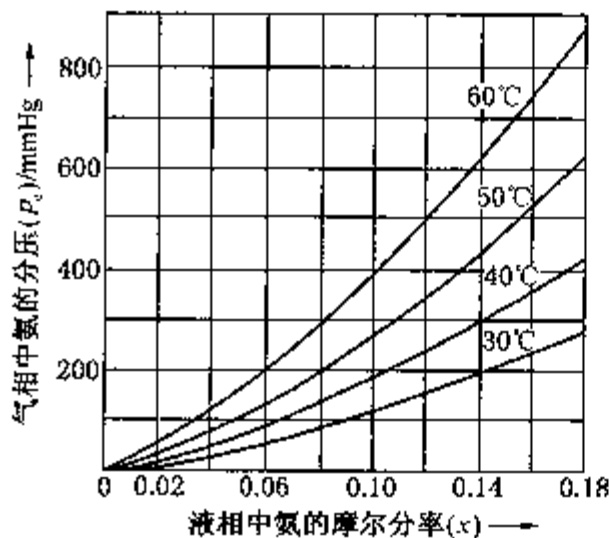


图 10-2 氨在水中的溶解度  
(1mmHg = 133.3Pa)

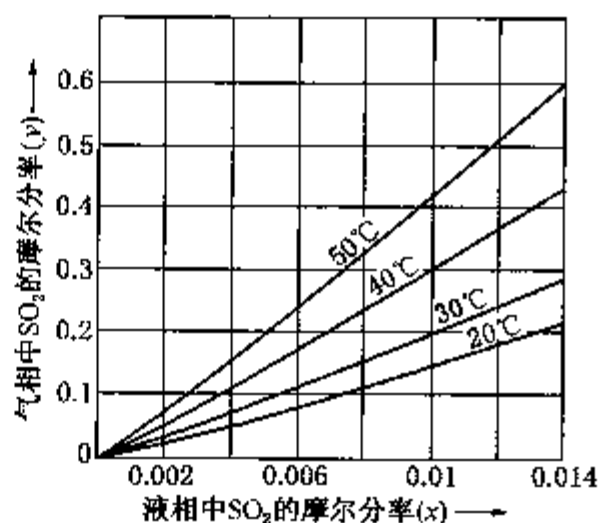


图 10-3 101.3kPa 下  $\text{SO}_2$  在水中的溶解度

当总压不太高时，在一定温度下，分压是直接决定溶解度的参数，总压的变化并不改变分压与溶解度之间的对应关系。但当保持气相中溶质的摩尔分率  $y$  为定值时，总压不同，意味着溶质的分压不同。因此，不同总压下的  $y-x$  溶解度曲线的位置是不同的(见例 10-2 的图 10-6)。

二、亨利定律

当总压不很高时，在恒定温度下，稀溶液范围内，气相中溶质的组成与液相中溶质的组成之间的关系可近似用一条通过原点的直线表示，此关系称之为亨利(Henry)定律。理想溶液的相平衡关系符合亨利定律，而对非理想溶液，只有难溶气体的溶液或易溶气体的稀溶液才能用亨利定律描述。

(1) 若将亨利定律表示成溶质在液相中的摩尔分率  $x$  与其在气相中的平衡分压  $p_e$  之间的关系， $p_e-x$  溶解度曲线(在图 10-2 中近似为直线)的表达式如下：

$$p_e = Ex \tag{10-1}$$

式中  $p_e$ ——溶质在气相中的平衡分压，kPa；  
 $x$ ——溶质在液相中的摩尔分率；  
 $E$ ——亨利系数，kPa。

式(10-1)中的亨利系数  $E$  值由实验测定，常见物系的  $E$  值可以查有关手册。表 10-1 中列出了几种常见气体水溶液的  $E$  值。当物系一定时，亨利系数随温度而变化。一般说来， $E$  值随温度升高而增大，这说明气体的溶解度随温度升高而减小，易溶气体的  $E$  值小，难溶气体的  $E$  值大。

表 10-1 常见气体水溶液的亨利系数

气体	温 度/℃															
	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	60	70	80	90	100
$E \times 10^{-6}/\text{kPa}$																
H <sub>2</sub>	5.87	6.16	6.44	6.70	6.92	7.16	7.39	7.52	7.61	7.70	7.75	7.75	7.71	7.65	7.61	7.55
N <sub>2</sub>	5.35	6.05	6.77	7.48	8.15	8.76	9.36	9.98	10.5	11.0	11.4	12.2	12.7	12.8	12.8	12.8
空气	4.38	4.94	5.56	6.15	6.73	7.30	7.81	8.34	8.82	9.23	9.59	10.2	10.6	10.8	10.9	10.8
CO	3.57	4.01	4.48	4.95	5.43	5.88	6.28	6.68	7.05	7.39	7.71	8.32	8.57	8.57	8.57	8.57
O <sub>2</sub>	2.58	2.95	3.31	3.69	4.06	4.44	4.81	5.14	5.42	5.70	5.96	6.37	6.72	6.96	7.08	7.10
CH <sub>4</sub>	2.27	2.62	3.01	3.41	3.81	4.18	4.55	4.92	5.27	5.58	5.85	6.34	6.75	6.91	7.01	7.10
NO	1.71	1.96	2.21	2.45	2.67	2.91	3.14	3.35	3.57	3.77	3.95	4.24	4.44	4.54	4.58	4.60
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1.28	1.57	1.92	2.90	2.66	3.06	3.47	3.88	4.29	4.69	5.07	5.72	6.31	6.70	6.96	7.01
$E \times 10^{-5}/\text{kPa}$																
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	5.59	6.62	7.78	9.07	10.3	11.6	12.9	—	—	—	—	—	—	—	—	—
N <sub>2</sub> O	—	1.19	1.43	1.68	2.01	2.28	2.62	3.06	—	—	—	—	—	—	—	—
CO <sub>2</sub>	0.738	0.888	1.05	1.24	1.44	1.66	1.88	2.12	2.36	2.60	2.87	3.46	—	—	—	—
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0.73	0.85	0.97	1.09	1.23	1.35	1.48	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Cl <sub>2</sub>	0.272	0.334	0.399	0.461	0.537	0.604	0.669	0.74	0.80	0.86	0.90	0.97	0.99	0.97	0.96	—
H <sub>2</sub> S	0.272	0.319	0.372	0.418	0.489	0.552	0.617	0.686	0.755	0.825	0.689	1.04	1.21	1.37	1.46	1.50
$E \times 10^{-4}/\text{kPa}$																
SO <sub>2</sub>	0.167	0.203	0.215	0.294	0.355	0.413	0.485	0.567	0.661	0.763	0.871	1.11	1.39	1.70	2.01	—



(2) 若将亨利定律表示成溶质在液相中的摩尔浓度  $c$  与其在气相中的平衡分压  $p_e$  之间的关系, 可写成如下形式:

$$p_e = \frac{c}{H} \quad (10-2)$$

式中  $c$ ——液相中溶质  $A$  的摩尔浓度,  $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;

$H$ ——溶解度系数,  $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$ 。

溶液中溶质的摩尔浓度  $c$  和摩尔分率  $x$  及溶液的总摩尔浓度  $c_M$  之间的关系为:

$$c = c_M \cdot x \quad (10-3)$$

把上式代入式(10-2)可得

$$p_e = \frac{c_M}{H} x$$

将上式与式(10-1)比较, 可得:

$$H = \frac{c_M}{E} \quad (10-4)$$

溶液的总摩尔浓度  $c_M$  可用  $1\text{m}^3$  溶液为基准来计算, 即

$$c_M = \frac{\rho_m}{M_m} \quad (10-5)$$

式中  $\rho_m$ ——溶液的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$M_m$ ——溶液的摩尔质量,  $\text{kg}/\text{kmol}$ 。

对于稀溶液, 式(10-5)可近似表示为  $c_M \approx \frac{\rho_s}{M_s}$ , 其中  $\rho_s$ 、 $M_s$  分别为溶剂的密度和摩尔质量。将此式代入式(10-4)可得

$$H \approx \frac{\rho_s}{EM_s} \quad (10-6)$$

溶解度系数  $H$  也随物系和温度而变化。对于一定物系,  $H$  值随温度升高而减小。易溶气体的  $H$  值大, 难溶气体的  $H$  值小。

(3) 亨利定律最常用的形式是将气、液相中的溶质组成都用摩尔分率表示。为此, 可对式(10-1)两边同除以总压  $p$ :

$$\frac{p_e}{p} = \frac{E}{p} x$$

$$\text{令} \quad m = \frac{E}{p} \quad (10-7)$$

$$\text{则} \quad y_e = mx \quad (10-8)$$

式中  $x$ ——液相中溶质的摩尔分率;

$y_e$ ——与该液相成平衡的气相中溶质的摩尔分率;

$m$ ——相平衡常数, 无因次。

由式(10-7)可知, 对于一定的物系, 相平衡常数  $m$  是温度及总压的函数。 $m$  值愈小, 表明该气体的溶解度愈大。温度降低、总压升高则  $m$  值变小, 有利于吸收操作。



在吸收过程中，由于在塔的任何截面上，气相中惰性组分  $B$  的摩尔流量和液相中溶剂  $S$  的摩尔流量是不变的，因此以  $B$  和  $S$  的量作为基准分别表示溶质  $A$  在气、液两相中的浓度，会便于吸收计算。为此，常采用摩尔比  $Y$  和  $X$  分别表示气、液两相的溶质组成，即：

$$y = \frac{Y}{1 + Y} \quad (10-9)$$

$$x = \frac{X}{1 + X} \quad (10-10)$$

将式(10-9)及式(10-10)代入式(10-8)可得：

$$\frac{Y_e}{1 + Y_e} = m \frac{X}{1 + X}$$

整理后得到：

$$Y_e = \frac{mX}{1 + (1 - m)X} \quad (10-11)$$

当溶液浓度很低时，式(10-11)等号右端分母趋近于1，式(10-11)可简化为：

$$Y_e = mX \quad (10-12)$$

### 三、亨利定律与拉乌尔定律的关系

在压力不高及温度恒定的情况下，理想溶液的  $P_e \sim x$  关系在整个浓度范围内都符合亨利定律，而亨利系数  $E$  即为该温度下纯溶质的饱和蒸气压  $P_A^*$ ，此时亨利定律与拉乌尔定律完全一致。而对非理想溶液，稀溶液中溶剂的  $P_{B_e} \sim x_B$  关系可以用拉乌尔定律近似描述；稀溶液中挥发性溶质的  $P_{A_e} \sim x_A$  关系用亨利定律近似描述，此时亨利系数不等于纯溶质的饱和蒸气压，且只在液相中溶质浓度很低的情况下才是常数。在同一种溶剂中，不同的气体维持其亨利系数恒定的浓度范围也是不同的。

从分子作用力的微观角度可以解释拉乌尔定律和亨利定律的关系。当纯溶剂  $B$  溶解了少量溶质  $A$  后，虽然  $A-B$  分子间受力情况与  $B-B$  分子间受力情况不同，但由于  $A$  的含量很少，对于每个  $B$  分子来说，其周围绝大多数的相邻分子还是同种分子  $B$ ，故可认为其总的受力情况与同温度下在纯溶剂  $B$  中的受力情况相同，因而液体上每个  $B$  分子逸出液面进入气相的概率与纯溶剂中的相同。但因溶液中有一定量的溶质  $A$ ，使单位液面上  $B$  分子数占液面总分子数的分率从纯溶剂时的1下降至溶液的  $x_B$ ，致使单位液面上  $B$  的蒸发速率按比例下降，因此溶液中溶剂的饱和蒸气压也相应地按比例下降，即有  $p_B \propto x_B$ 。从  $x_B = 1$  (纯溶剂) 时， $P_B = P_{B_e}$  可知，比例系数等于纯溶剂在同样温度下的饱和蒸气压，此时溶剂的相平衡关系符合拉乌尔定律。

当挥发性溶质  $A$  溶于溶剂  $B$  形成稀溶液时， $A$  分子周围几乎完全由  $B$  分子所包围，其受力情况由  $A-B$  间作用力所决定。这种受力情况在稀溶液范围内并不因溶液组成变化而有多大的变化。因此，溶质  $A$  由单位溶液表面上的蒸发速率正比于溶液表面  $A$  分子的数目。在溶解平衡时，气相中  $A$  在单位表面上的凝结速率又与蒸发速率相等，故气相中  $A$  的平衡分压正比于溶液中  $A$  的摩尔分数。由于  $A-B$  间的作用力一般不同于纯液体  $A$  (如果存在液态的话) 中  $A-A$  间的作用力，使得亨利定律中的比例系数  $E$  不同于纯  $A$  的

饱和蒸气压  $P_A^*$ 。

拉乌尔定律对于溶剂和亨利定律对于溶质，均只有对无限稀的溶液即理想稀溶液才是准确的，但在溶质的摩尔分数接近于0(即稀溶液)的很小范围内两个定律还是近似成立的。如果A和B的性质较接近，适用的范围也较宽些。

【例10-1】 在101.3kPa及20℃下，NH<sub>3</sub>在水中的溶解度数据如下：

溶解度 / $g \cdot (100g)^{-1}$	0	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0	4.0	5.0	7.5	10
氨的平衡分压( $p_e$ )/kPa	0	0.4	0.8	1.2	1.6	2.0	2.43	3.32	4.23	6.67	9.28

试将该表中的平衡数据换算成  $p_e - x$  及  $Y_e - X$  关系，标绘在相图中，指出该溶液服从亨利定律的浓度范围并计算相应的E、H及m值。

解：以第三组数据[溶解度 = 1.0g(NH<sub>3</sub>)/100g(H<sub>2</sub>O)， $p_e = 0.8\text{kPa}$ ]为例，计算如下：

$$x = \frac{1/17}{1/17 + 100/18} = 0.01048$$

$$X = \frac{x}{1 - x} = \frac{0.01048}{1 - 0.01048} = 0.01059$$

$$Y_e = \frac{p_e}{p - p_e} = \frac{0.8}{101.3 - 0.8} = 0.00796$$

各组数据的计算结果列于下表中。根据表中数据标绘的  $p_e - x$  曲线及  $Y_e - X$  曲线如图10-4及图10-5所示。

$P_e / \text{kPa}$	0	0.4	0.8	1.2	1.6	2.0	2.43	3.32	4.23	6.67	9.28
$10^2 x$	0	0.527	1.048	1.563	2.074	2.58	3.079	4.063	5.027	7.357	9.574
$10^2 X$	0	0.530	1.059	1.588	2.118	2.650	3.177	4.235	5.293	7.940	10.59
$10^2 Y_e$	0	0.396	0.796	1.198	1.600	2.013	2.453	3.387	4.353	7.040	10.08

由图10-4可见，从原点作平衡曲线的切线OE，其斜率即为亨利系数E。

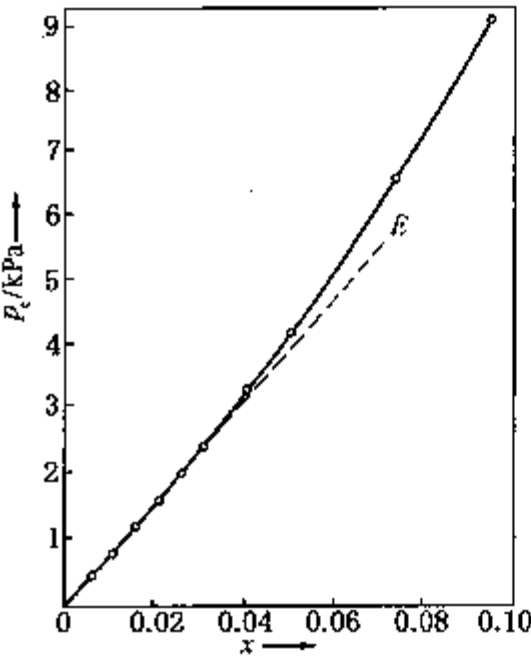


图10-4 氨-水的  $P_e - x$  图(20℃)

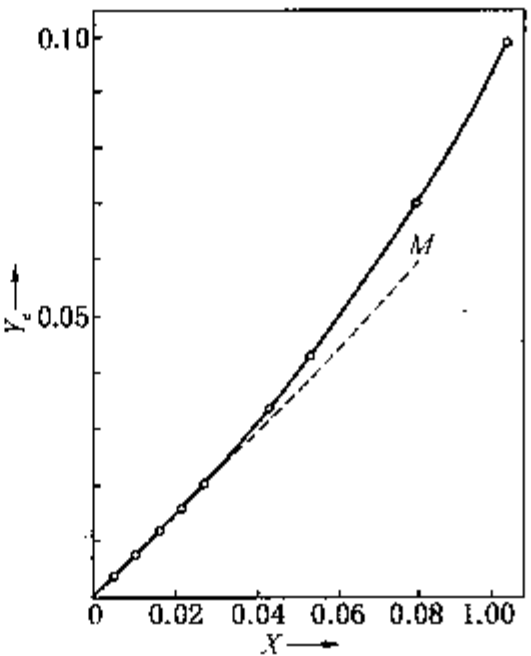


图10-5 氨-水的  $Y_e - X$  图(20℃)

$$E = \frac{p_e}{x} = \frac{0.8}{0.01048} = 76.3\text{kPa}$$

由图 10-5 可见，从原点作平衡曲线的切线 OM，其斜率为：

$$m \approx \frac{Y_e}{X} = \frac{0.00796}{0.01059} = 0.752$$

m 值也可由下式求得：

$$m = \frac{E}{p} = \frac{76.3}{101.3} = 0.753$$

相应的溶解度系数 H 为：

$$H \approx \frac{\rho_s}{EM_s} = \frac{998.2}{76.3 \times 18.02} = 0.726\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$$

由图 10-5 可见，当 x(及 X) 值在 0.06 以下时，平衡曲线与切线的偏差不超过 5%，可认为亨利定律适用。该浓度范围内的相平衡关系可写为：

$$p_e = 76.3x$$

及

$$Y_e = 0.752X$$

【例 10-2】 20℃ 下 SO<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>O 物系的气液平衡数据列于下表中。根据该平衡数据标绘出总压分别为 101.3kPa 及 202.6kPa 下的 y-x 平衡曲线。

溶解度/ g · (100g) <sup>-1</sup>	SO <sub>2</sub> 的平衡分压(p <sub>e</sub> )/ mmHg <sup>①</sup>	液相浓度(10 <sup>3</sup> x)	气相浓度(10 <sup>3</sup> y <sub>e</sub> )	
			p = 101.3kPa	p = 202.6kPa
0.02	0.5	0.0526	0.658	0.329
0.05	1.2	0.141	1.58	0.74
0.10	3.2	0.281	4.21	2.10
0.20	8.5	0.562	11.2	5.60
0.30	14.1	0.843	18.6	9.30
0.50	26.0	1.40	34.2	17.10
1.0	59.0	2.81	77.6	38.8
1.5	92.3	4.20	121.4	60.7

① 1mmHg = 133.3Pa。

解：以第三组数据[溶解度 = 0.1g(SO<sub>2</sub>)/100g(H<sub>2</sub>O)，p<sub>e</sub> = 3.2mmHg]为例，计算如下：液相中 SO<sub>2</sub> 的摩尔分率 x 为：

$$x = \frac{0.1/64}{0.1/64 + 100/18} = 0.281 \times 10^{-3}$$

把计算所得的 x 值列入上表第 3 列。气相中 SO<sub>2</sub> 的摩尔分数 y<sub>e</sub> 为：

$$y_e = \frac{p_e}{p}$$

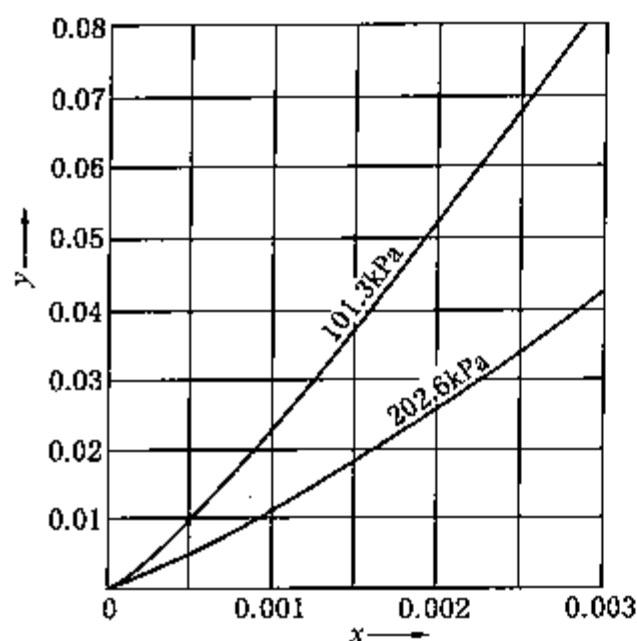


图 10-6 20℃下 SO<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>O 的相平衡曲线

总压  $p = 101.3\text{kPa}$  (760mmHg) 下,

$$y_e = \frac{3.2}{760} = 4.21 \times 10^{-3}$$

总压  $p = 202.6\text{kPa}$  下,

$$y_e = \frac{3.2}{760 \times 2} = 2.1 \times 10^{-3}$$

把总压为 101.3kPa 及 202.6kPa 下计算所得的  $y_e$  值分别列入上表第 4、5 列。根据上表第 3、4 列及第 3、5 列数据得到两条  $y_e-x$  平衡曲线如图 10-6 所示。由于气相中 SO<sub>2</sub> 的摩尔分率  $y$  一定时, 增加总压使 SO<sub>2</sub> 的分压增大, 溶解度  $x$  也随之增大, 所以  $y_e-x$  平衡曲线下移。

### 第三节 吸收过程的机理及传质速率

#### 一、吸收过程的机理

与精馏过程一样, 吸收过程也属于相际传质过程, 但吸收过程的第二相(液相)是直接加入溶剂获得的, 而精馏的第二相(汽相)是由外界提供热量产生的。在吸收操作中, 液相温度远远低于沸点, 溶剂没有显著的汽化现象, 只有溶质分子由气相进入液相的单向传递, 而气相中的惰性组分和液相中的溶剂组分处于“停滞”状态, 吸收接近单向传质过程。

从热力学角度来看, 吸收过程是一种典型的平衡级分离过程, 过程进行的方向和极限都取决于组分在气、液两相中的相平衡关系。当气相中溶质的分压高于与液相成平衡的溶质分压时, 便发生吸收过程。

吸收过程的动力学特点可以通过溶质的传递速率来反映。提高浓度梯度或压力梯度, 增大相际传质面积, 增强气、液两相流体的湍动程度都可以在一定程度上强化吸收过程。

在吸收过程中, 相际传质是由下列三个步骤串联组成: ①溶质由气相主体传递到气液相界面, 即气相与界面间的对流传质; ②溶质在相界面上溶解, 进入液相; ③溶质由界面传递至液相主体, 即界面与液相间的对流传质。

依据第八章介绍的膜模型, 溶质在单相中的扩散阻力主要集中在靠近相界面的层流底层, 因此可以将单相中的对流传质过程表示为通过一层虚拟的有效层流膜的分子扩散过程, 使得复杂的对流传质过程大为简化, 传质速率可以由 Fick 定律来描述。

在膜模型的基础上, 刘易斯(Lewis)和惠特曼(Whitman)在 20 世纪 20 年代提出了双膜理论, 其基本论点如下:

- (1) 相接触的气、液两流体间存在着稳定的相界面, 界面两侧各有一很薄的有效层流膜层, 溶质以分子扩散的方式通过这两个层流膜。
- (2) 界面上的气、液两相成平衡。
- (3) 在膜层以外的气、液两相主体区无传质阻力, 即浓度梯度(或分压梯度)为零。

双膜理论把整个相际传质过程简化为溶质通过两个有效层流膜的分子扩散过程。图

10-7即为双膜理论的示意图。图中 $p_G$ 、 $p_i$ 代表吸收设备中某处(如填料吸收塔的某一截面上)的气相主体及相界面处的溶质分压;而 $c_i$ 、 $c_L$ 代表该处相界面及液相主体的溶质浓度。双膜理论认为相界面上气、液两相呈平衡,即图10-7中 $p_i$ 与 $c_i$ 符合平衡关系,也就是说溶质穿过相界面的传质阻力为零。这样,整个相际传质过程的阻力便全部集中在相界面附近的两个有效层流膜里。

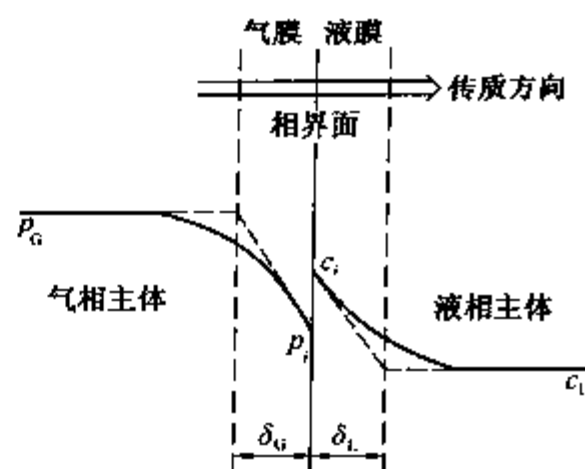


图 10-7 双膜理论示意图

双膜理论可用于具有固定相界面的系统及流速不高的两流体间的传质过程。对于具有自由相界面的系统或高度湍动的两流体间的传质,存在层流膜的设想并不符合实际情况,但由于双膜理论的物理意义十分直观而在传质过程的描述中普遍采用。

## 二、传质速率方程式

在吸收过程中,相际传质由三个步骤串联而成(见图10-7)。按照流体与界面间的对流传质速率方程[式(8-45)及式(8-46)],可将①、③两步骤的传质速率分别写成:

$$\text{气相} \quad N_A = k_y(y - y_i) \quad (10-13)$$

$$\text{液相} \quad N_A = k_x(x_i - x) \quad (10-14)$$

式中  $y, x$ ——溶质A在气相与液相主体中的浓度,摩尔分率;

$y_i, x_i$ ——相界面处气、液相的溶质浓度,摩尔分率;

$k_y, k_x$ ——以气、液相摩尔分率差为推动力的气、液相传质系数,  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

当气、液两相的组成以分压差或摩尔浓度差表示时,相应的传质速率方程式分别为:

$$\text{气相} \quad N_A = k_G(p_G - p_i) \quad (10-15)$$

$$\text{液相} \quad N_A = k_L(c_i - c_L) \quad (10-16)$$

式中  $k_G$ ——以气相分压差为推动力的气相传质系数,  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ ;

$k_L$ ——以液相摩尔浓度差为推动力的液相传质系数,  $\text{m/s}$ 。

$k_y, k_G$ 与 $k_x, k_L$ 之间的关系推导如下,当总压 $p$ 不很高时,根据分压定律可知:

$$y = \frac{p_G}{p} \text{ 及 } y_i = \frac{p_i}{p}$$

将上述关系代入式(10-13),可得

$$N_A = \frac{k_y}{p}(p_G - p_i)$$

将上式与式(10-15)比较,可得

$$k_y = pk_G \quad (10-17)$$

同理可得

$$k_x = c_M k_L \quad (10-18)$$

对于稳定的吸收过程,气、液两相中的传质速率相等,因此吸收过程的传质速率为:

$$N_A = k_y(y - y_i) = k_x(x_i - x) \quad (10-19)$$

或

$$N_A = k_G(p_G - p_i) = k_L(c_i - c_L) \quad (10-20)$$

要利用上述关系求取吸收过程的传质速率,就必须解决相界面上溶质组成的问题。

### (一) 相界面组成的确定

根据双膜理论，相界面上的气、液两相成平衡态。因此，如图 10-8 所示，在  $y-x$  直角坐标相图上，点  $(x_i, y_i)$  必落在平衡曲线  $OE$  上。

由式(10-19)可得

$$\frac{y - y_i}{x - x_i} = -\frac{k_x}{k_y} \quad (10-21)$$

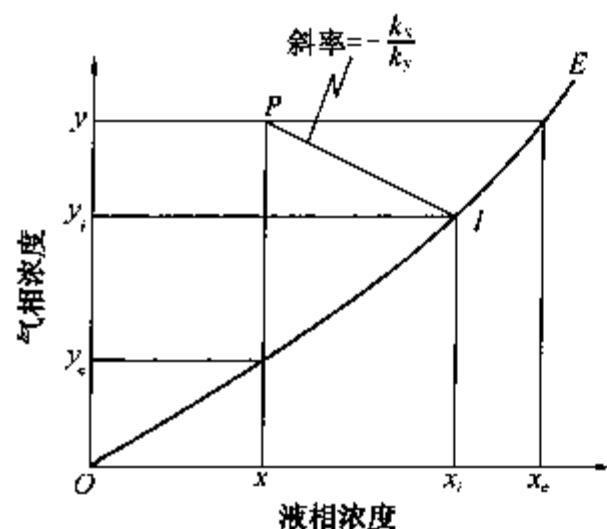


图 10-8 界面组成的确定

在图 10-8 中，式(10-21)可表示为一条通过定点  $P(x, y)$  而斜率为  $-k_x/k_y$  的直线，该直线与平衡线  $OE$  的交点  $I$  的横、纵坐标分别是  $x_i$  与  $y_i$ 。图 10-8 中点  $P$  代表稳定操作的吸收设备中某一截面处的气、液相组成。因此，在两相的主体浓度(如  $x, y$ )及两相的传质系数(如  $k_y, k_x$ )已知的情况下，便可用图解法确定界面处的气、液相组成(如  $y_i, x_i$ )，再应用式(10-13)或(10-14)计算传质速率。

若气、液两相浓度分别用分压  $p_G$  与摩尔浓度  $c_L$  表示时，式(10-21)可改写成：

$$\frac{p_G - p_i}{c_L - c_i} = -\frac{k_L}{k_G} \quad (10-21a)$$

若平衡线能用数学方程描述时，则可将其与式(10-21)或(10-21a)联立求解，可得相界面组成  $y_i, x_i$  (或  $p_i, c_i$ )。

### (二) 总传质系数及其相应的传质速率方程式

当吸收操作中的气、液相平衡关系服从亨利定律时，相界面处的气、液相组成也符合亨利定律。此时，可设法把传质速率方程式[式(10-19)及(10-20)]中的相界面组成消去，而用一相的主体浓度与另一相的主体浓度的平衡浓度的差值来表示吸收过程的传质总推动力。下面分别说明以  $(y - y_e)$  及  $(x_e - x)$  为总推动力的传质速率方程式。

令与液相主体组成  $x$  成平衡的气相组成为  $y_e$ ，若吸收系统服从亨利定律，则

$$y_e = mx \text{ 或 } x_e = \frac{y}{m}$$

根据双膜理论，相界面上气、液两相互成平衡，则

$$x_i = y_i/m \quad (10-22)$$

将上述关系代入式(10-19)，得

$$N_A = k_y(y - y_i) = k_x/m(y_i - y_e)$$

把传质速率改写成推动力与阻力之比的形式，则

$$N_A = \frac{y - y_i}{\frac{1}{k_y}} = \frac{y_i - y_e}{\frac{m}{k_x}}$$

消去上式中的  $y_i$ ，得到

$$N_A = \frac{y - y_e}{\frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}} \quad (10-23)$$

$$\text{令} \quad \frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad (10-24)$$

$$\text{则} \quad N_A = K_y(y - y_e) \quad (10-25)$$

式(10-25)即为以 $(y - y_e)$ 为总推动力的传质速率方程。式中 $K_y$ 为此种推动力下的气相总传质系数，其单位与 $k_y$ 相同。 $K_y$ 的倒数则为此种推动力下的传质总阻力，由式(10-24)可知它是气相分阻力 $1/k_y$ 与液相分阻力 $m/k_x$ 之和。

同理，传质速率方程可以表示为以 $(x_e - x)$ 为推动力的形式：

$$N_A = \frac{(x_e - x_i)}{\frac{1}{mk_y}} = \frac{x_i - x}{\frac{1}{k_x}} = \frac{x_e - x}{\frac{1}{mk_y} + \frac{1}{k_x}} \quad (10-26)$$

$$\text{令} \quad \frac{1}{K_x} = \frac{1}{mk_y} + \frac{1}{k_x} \quad (10-27)$$

$$\text{则} \quad N_A = K_x(x_e - x) \quad (10-28)$$

式(10-28)即为以 $(x_e - x)$ 为总推动力的传质速率方程，式中 $K_x$ 为此种推动力下的液相总传质系数，其单位与 $k_x$ 相同。 $K_x$ 的倒数为此种推动力下的传质总阻力，由式(10-27)可知它是由气相分阻力 $1/mk_y$ 与液相分阻力 $1/k_x$ 两部分组成的。

将式(10-24)与式(10-27)进行比较，可得 $K_y$ 与 $K_x$ 之间的关系如下：

$$K_x = mK_y \quad (10-29)$$

上述的处理方法和间壁式换热器中总传热速率方程的导出方法类似，但吸收过程更复杂一些，要应用亨利定律对气相或液相的平衡组成进行换算。

同理可得 $(p_G - p_e)$ 及 $(c_e - c_L)$ 为总推动力的传质速率方程式如下。

$$N_A = K_G(p_G - p_e) \quad (10-30)$$

$$N_A = K_L(c_e - c_L) \quad (10-31)$$

式中  $K_G$ ——以 $(p_G - p_e)$ 为总推动力的气相总传质系数， $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ ；

$K_L$ ——以 $(c_e - c_L)$ 为总推动力的液相总传质系数， $\text{m/s}$ 。

将式(10-25)和式(10-30)比较，可得

$$K_y = PK_G \quad (10-32)$$

将式(10-28)和式(10-31)比较，可得

$$K_x = c_M K_L \quad (10-33)$$

若已知填料吸收塔某一截面处相接触的气、液相组成 $y$ 、 $x$ ，相平衡常数 $m$ 及气液相传质系数 $k_y$ 、 $k_x$ ，就可以通过亨利定律及总传质速率方程[式(10-25)或式(10-28)]计算出该截面处的吸收传质速率 $N_A$ 。从式(10-25)或式(10-28)可以看出，只有当气相中溶质的组成 $y$ 大于与液相组成 $x$ 成平衡的气相分压 $y_e$ ，即 $y > y_e$ 时，吸收过程才能进行。或者说，只有当液相浓度 $x$ 小于与气相组成 $y$ 成平衡的液相组成 $x_e$ ，即 $x < x_e$ 时，吸收过程才能进行。因此，吸收操作中，代表吸收设备某处相接触的气、液两相组成的点 $P(x, y)$ 一定在平衡曲线 $OE$ 的上方，如图10-9所示。当吸收系统服从亨利定律时， $OE$ 为直线。与 $x$ 平衡的溶质气相组成 $y_e$ 即为通过点 $P$ 的垂线与 $OE$

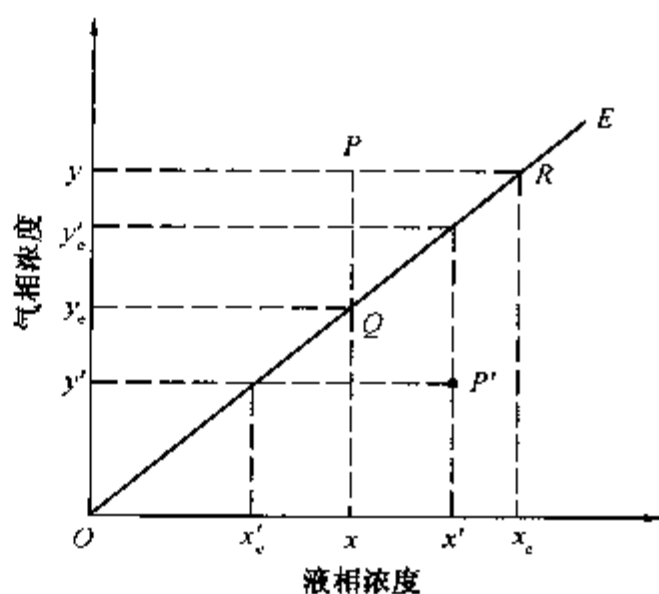


图 10-9 传质推动力图示



的交点  $Q$  的纵坐标。于是线段  $PQ$  就代表以气相摩尔分率差表示的总推动力  $(y - y_e)$ 。同理，与  $y$  成平衡的液相组成  $x_e$  即为通过点  $P$  的水平线与  $OE$  的交点  $R$  的横坐标。于是线段  $PR$  就代表以液相摩尔分率差表示的总推动力  $(x_e - x)$ 。

由图还可看出，点  $P(x, y)$  偏离平衡线越远，过程的总推动力就越大，传质速率也越大。若点  $P$  落在平衡线上，则意味着该相接触的气、液两相已达平衡，推动力为零，传质速率也为零。若操作点位于平衡线下方（图中点  $P'$ ），则气相中溶质的组成  $y'$  小于与液相浓度  $x'$  成平衡的气相分压  $y'_e$ ，即  $y' < y'_e$ ，所以部分溶质将由液相转入气相，即发生解吸过程。

下面分别对易溶气体及难溶气体的吸收传质阻力进行讨论。

### (1) 易溶气体

易溶气体的相平衡常数  $m$  的值很小，在  $k_y$  与  $k_x$  数量级相同或接近的情况下：

$$\frac{1}{k_y} \gg \frac{m}{k_x}$$

此时液相分阻力与气相分阻力相比可以忽略，传质过程的总阻力几乎全部集中于气相，因而式(10-24)可简化为：

$$\frac{1}{K_y} \approx \frac{1}{k_y} \text{ 或 } K_y \approx k_y$$

上式意味着气相传质分阻力控制着整个吸收过程的传质速率，这种情况称为气膜控制。用水吸收  $\text{NH}_3$ 、 $\text{HCl}$  气体及用浓  $\text{H}_2\text{SO}_4$  吸收气相中的水蒸气等过程，可视为气膜控制的吸收过程。

因此，气膜控制过程的传质速率方程可简化为：

$$N_A = K_y(y - y_e) \approx k_y(y - y_e)$$

由上述可知，若要提高气膜控制吸收过程的传质速率，在选择吸收设备型式及确定操作条件时应特别注意减小气相的传质分阻力。

### (2) 难溶气体

难溶气体的  $m$  值很大，在  $k_y$  与  $k_x$  数量级相同或相近的情况下：

$$\frac{1}{k_x} \gg \frac{1}{mk_y}$$

此时气相分阻力  $1/mk_y$  与液相分阻力  $1/k_x$  相比可以忽略，传质过程的总阻力几乎全部集中于液相，因而式(10-27)可简化为：

$$\frac{1}{K_x} \approx \frac{1}{k_x} \text{ 或 } K_x \approx k_x$$

上式意味着液相传质分阻力控制着整个吸收过程的传质速率，这种情况称为液膜控制。用水吸收  $\text{O}_2$ 、 $\text{H}_2$  或  $\text{CO}_2$  等气体的过程，都是液膜控制的吸收过程。

液膜控制过程的传质速率方程式可写成：

$$N_A = K_x(x_e - x) \approx k_x(x_e - x)$$

若要提高液膜控制吸收过程的传质速率，在选择吸收设备型式及确定操作条件时应特别注意减小液相的传质分阻力。

### (三) 传质速率方程小结

因为传质系数可以用总传质系数或传质分系数表示，而气、液两相组成的表示方法又有多种形式，所以传质速率方程有许多种表示形式。以传质分系数表示的传质速率方程，其相

应的推动力为一相主体与相界面处的溶质组成之差；用总传质系数表示的传质速率方程，其相应的推动力为一相主体组成与另一相主体组成的平衡组成之差。传质速率方程式中所有传质系数的单位都是  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{单位推动力})$ 。当推动力为无因次的摩尔分率差或摩尔比之差时，传质系数的单位便简化为  $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，与传质速率的单位相同。

传质速率方程用总传质系数和传质分系数以及不同气、液相组成形式表示的各种方程、传质阻力的表达式以及传质系数的换算关系汇总见表 10-2。

表 10-2 传质速率方程汇总表

项 目	内 容
分传质速率方程	$N_A = k_y (y - y_i), N_A = k_Y (Y - Y_i), N_A = k_G (p_G - p_i)$ $N_A = k_x (x_i - x), N_A = k_X (X_i - X), N_A = k_L (c_i - c_L)$
总传质速率方程	$N_A = K_y (y - y_e), N_A = K_Y (Y - Y_e), N_A = K_G (p_G - p_e)$ $N_A = K_x (x_e - x), N_A = K_X (X_e - X), N_A = K_L (c_e - c_L)$
传质阻力	$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x}, \frac{1}{K_Y} = \frac{1}{k_Y} + \frac{m}{k_X}, \frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{Hk_L}$ $\frac{1}{K_x} = \frac{1}{mk_y} + \frac{1}{k_x}, \frac{1}{K_X} = \frac{1}{mk_Y} + \frac{1}{k_X}, \frac{1}{K_L} = \frac{H}{k_G} + \frac{1}{k_L}$
传质系数换算	$k_y = pk_G, K_Y = pK_G, K_G = HK_L$ $k_x = c_M k_L, K_X = c_M K_L, K_x = mK_y$

应该指出，前面介绍的所有的传质速率方程式都是以气、液相浓度保持不变为前提的。因此只适用于描述稳定操作的吸收塔内任一截面上的传质速率。在塔内不同横截面上的气、液相浓度各不相同，因此吸收速率也不相同。

用总传质系数表示的传质速率方程式，适用于物系服从亨利定律的情况，对相平衡线为直线(如  $y = mx + a$  或  $p_G = c/H + b$ )的情况也同样适用。因为这时总传质系数与传质分系数关系式中的  $m$ 、 $H$  值是常数，即上述直线方程中的斜率及斜率的倒数。但是若平衡线不为直线时，即  $m$ 、 $H$  不为常数，即使传质系数(如  $k_y$ 、 $k_x$ )为常数，总传质系数仍然随浓度而变化，不便用来进行吸收塔的计算，但对气膜控制(如易溶气体)及液膜控制(如难溶气体)的吸收过程除外。因为前者  $K_y \approx k_y$ ，后者  $K_x \approx k_x$ ，因此仍可以使用总传质系数表示传质速率方程式。对于溶解度适中的气体吸收且平衡关系又不是直线时，则原则上不宜用总传质系数表示传质速率方程。有时为了简化计算，当总传质系数沿塔高变化不很大时，可取其平均值作为常数看待，此时可以采用总传质速率方程式。

**【例 10-3】** 某低浓度气体  $\text{NH}_3$  吸收塔，用水作吸收剂，在总压 100kPa、温度 303K 下操作。在某一塔截面上测得气相中  $\text{NH}_3$  的分压  $p_G$  为 4.1kPa，液相中  $\text{NH}_3$  的摩尔浓度  $c_L$  为  $0.5\text{kmol}/\text{m}^3$ 。若已知在吸收塔操作范围内，气、液平衡关系服从亨利定律，亨利系数  $E = 127\text{kPa}$ 。气相传质分系数  $k_G = 4.90 \times 10^{-6} \text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ ，液相传质分系数  $k_L = 1.4 \times 10^{-4} \text{m}/\text{s}$ 。试求：

- (1) 总传质系数  $K_G$ 、 $K_L$  及传质速率；
- (2) 分析该吸收过程的控制因素；
- (3) 该相界面上气、液两相的组成  $p_i$ 、 $c_i$ 。

解：(1) 对于稀溶液可按式(10-6)计算溶解度系数  $H$ ，即

$$H \approx \frac{\rho_s}{EM_s} = \frac{995.7}{127 \times 18.02} = 0.435\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$$

总传质系数  $K_G$  可按下式计算(见表 10-2):

$$\begin{aligned}\frac{1}{K_G} &= \frac{1}{k_G} + \frac{1}{Hk_L} = \frac{1}{4.9 \times 10^{-6}} + \frac{1}{0.435 \times 1.4 \times 10^{-4}} \\ &= 2.04 \times 10^5 + 1.64 \times 10^4 = 2.204 \times 10^5 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa/kmol}\end{aligned}$$

$$K_G = \frac{1}{2.204 \times 10^5} = 4.54 \times 10^{-6} \text{ kmol/}(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$$

而  $K_L = K_G/H = 4.54 \times 10^{-6}/0.435 = 1.044 \times 10^{-5} \text{ m/s}$

传质速率  $N_A = K_G(p_G - p_e) = K_G\left(p_G - \frac{c_L}{H}\right)$

$$\begin{aligned}&= 4.54 \times 10^{-6}(4.1 - 0.5/0.435) \\ &= 4.54 \times 10^{-6} \times 2.95 = 1.34 \times 10^{-5} \text{ kmol/}(\text{m}^2 \cdot \text{s})\end{aligned}$$

或  $N_A = K_L(c_e - c_L) = K_L(Hp_G - c_L)$

$$= 1.044 \times 10^{-5} \times (0.435 \times 4.1 - 0.5) = 1.34 \times 10^{-5} \text{ kmol/}(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

(2) 由前面计算可知, 气相传质分阻力  $1/k_G$  为  $2.04 \times 10^5 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa/kmol}$ , 液相传质分阻力  $1/Hk_L$  为  $1.64 \times 10^4 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa/kmol}$ 。气相阻力占总阻力的比例为

$$\frac{\frac{1}{k_G}}{\frac{1}{K_G}} = \frac{2.04 \times 10^5}{2.204 \times 10^5} \approx 92.6\%$$

因此, 该吸收过程的主要控制因素是气相传质阻力。

(3) 联立求解以下两方程

$$p_i = \frac{c_i}{H}$$

$$\frac{p_G - p_i}{c_L - c_i} = -\frac{k_L}{k_G}$$

可求出相界面上气、液两相的组成为

$$p_i = \frac{p_G + \frac{k_L}{k_G}c_L}{1 + \frac{k_L}{k_G}H}$$

将  $\frac{k_L}{k_G} = \frac{1.4 \times 10^{-4}}{4.9 \times 10^{-6}} = 28.75$  代入上式, 得

$$p_i = \frac{4.1 + 28.75 \times 0.5}{1 + 28.75 \times 0.435} = 1.369 \text{ kPa}$$

$$c_i = Hp_i = 0.435 \times 1.369 = 0.596 \text{ kmol/m}^3$$

从上述计算结果可以看出, 相界面处  $\text{NH}_3$  的气相分压  $p_i = 1.363 \text{ kPa}$ , 与气相主体中  $\text{NH}_3$  的分压  $p_G = 4.1 \text{ kPa}$  相差较大, 而相界面处  $\text{NH}_3$  的液相浓度  $c_i = 0.596 \text{ kmol/m}^3$ , 则和液相主体中  $\text{NH}_3$  的浓度  $c_L = 0.5 \text{ kmol/m}^3$  比较接近。由此可见, 若吸收过程为气相阻力控制时, 则相界面液相浓度  $c_i$  接近于液相主体浓度  $c_L$ 。反之, 若吸收过程为液相阻力控制时, 则相界面气相分压  $p_i$  接近于气相主体分压  $p_G$ 。

【例 10-4】设在  $100 \text{ kPa}$ 、 $20^\circ\text{C}$  下稀氨水的相平衡方程为  $y_e = 0.75x$ , 今使含  $\text{NH}_3$  摩尔

分率  $y=0.05$  的混合气和含  $\text{NH}_3$  摩尔分率  $x=0.03$  的氨水接触，试判断此过程的传质方向，并分别用气相溶质摩尔分率差及液相溶质摩尔分率差表示其传质总推动力。

解：判断过程的传质方向，要看实际气相的组成  $y$  和与液相组成  $x$  成平衡的气相组成  $y_e$  的相对大小，或看实际液相组成  $x$  和与气相组成  $y$  成平衡的液相组成  $x_e$  之间的相对大小。

$$y_e = 0.75x = 0.75 \times 0.03 = 0.0225$$

因  $y > y_e$ ，故传质方向由气相至液相，为吸收过程，总推动力用气相摩尔分率差表示为

$$y_e - y = 0.05 - 0.0225 = 0.0275$$

若用液相摩尔分率差表示则为

$$x_e - x = \frac{y}{m} - x = \frac{0.05}{0.75} - 0.03 = 0.037$$

### 第四节 吸收/解吸塔的工艺计算

工业上吸收与解吸过程都采用塔设备，既可采用板式塔，也可以采用填料塔。板式塔内气液逐级接触，用平衡级描述更为直观；填料塔内气、液连续接触，用速率法（非平衡级）介绍更为形象。因为第九章对于精馏操作的分析讨论主要是结合逐级接触方式进行的，所以本章描述吸收操作多采用填料构型，以便对塔设备有全面的了解，并非精馏过程宜采用板式塔、吸收过程宜采用填料塔。

原则上填料塔内气、液两相的流动方式可为逆流也可可为并流，由于逆流操作具有较多的优越性，所以填料吸收塔通常都采用逆流操作（可对比并流和逆流传热过程）。

吸收塔的工艺计算，主要包括对新塔的设计和对已有塔设备的核算两种情况，即设计型计算和操作型计算。首先是在选定吸收剂的基础上确定吸收剂用量，其次计算塔的主要工艺参数，对填料塔是指填料层高度，对板式塔则是理论塔板数，最后再进行塔设备的结构设计，详见第十二章。

需要指出，在第九章至第十一章所计算出的理论板数、填料层高度和萃取级数都属于工艺条件，不是设备变量，勿需近似成为整数，是实现该分离过程所需的最小值（门槛），塔设备设计需要保证大于该最小值。

#### 一、全塔物料衡算和操作线方程

在精馏、吸收/解吸和萃取等过程的工艺计算中，首要的工作就是进行全塔物料衡算。通过原料条件，主要是进料量、组成和产品要求，确定出塔顶、塔底（包括侧线）产品的流量、组成条件，为塔的工艺和设备设计规定分离任务。

对于一个由多个系列单元设备构成的装置（包括塔、炉子、泵、反应器等），全装置的物料衡算就是依据工艺包，规定每一个单元设备的生产任务，这样每个单元设备的设计就可以由多个工艺和设备工程师协作并行进行，勿需按照流程依次等待，每个单元设备的设计仅需要保证实现物料衡算规定的任务。

图 10-10 为一稳定操作的逆流吸收塔，图中各符号的意义如下：

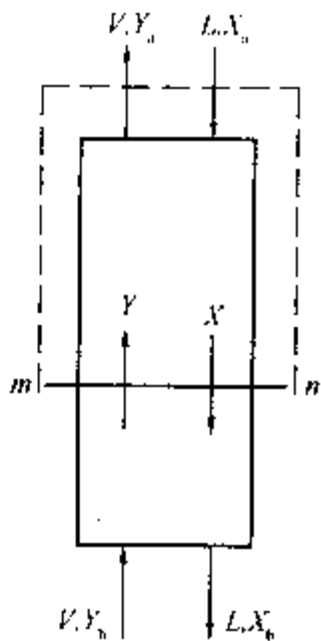


图 10-10 逆流吸收塔物料衡算

$V$ ——惰性组分气体的摩尔流量, kmol/s;

$L$ ——溶剂的摩尔流量, kmol/s;

$Y_b, Y_a$ ——进塔及出塔气体中溶质的摩尔比;

$X_b, X_a$ ——出塔及进塔液体中溶质的摩尔比;

$Y, X$ ——通过塔内任一截面的气、液相中溶质的摩尔比。

在逆流操作的填料塔内, 混合气在自下而上的流动过程中, 由于溶质不断被吸收, 所以混合气的流量  $V'$  及溶质浓度不断减小, 但其中惰性组分的流量  $V$  是不变的。同理, 液体在塔内自上而下流动时, 由于吸收了溶质, 液体混合物的流量  $L'$  及溶质浓度不断增加, 但其中溶剂的流量  $L$  是不变的。它们可以作为物料衡算中的基准。

对溶质 A, 图 10-10 的全塔物料衡算可写成:

$$V(Y_b - Y_a) = L(X_b - X_a) \quad (10-34)$$

定义  $\varphi_A$  为混合气中被吸收的溶质 A 占进料中溶质 A 总量的百分率, 称为溶质的吸收率或回收率, 即

$$\varphi_A = \frac{Y_b - Y_a}{Y_b} = 1 - \frac{Y_a}{Y_b} \quad (10-35)$$

$$\text{则} \quad Y_a = Y_b(1 - \varphi_A) \quad (10-35a)$$

一般情况下, 入塔混合气的组成、流量及溶质的吸收率是吸收操作规定的, 如果入塔吸收剂的组成与流量已确定, 则  $Y_b, V, \varphi_A, L$  及  $X_a$  均为已知数。由式(10-35a)可得出气体出塔时的组成  $Y_a$ 。再通过全塔物料衡算式(10-34), 便可求得塔底排出的吸收液的组成  $X_b$ 。

为求得任一塔截面上相互接触的气、液组成之间的关系, 可在塔顶与任一截面  $m-n$  之间对组分 A 作物料衡算(见图 10-10), 得

$$V(Y - Y_a) = L(X - X_a) \quad (10-36)$$

或

$$Y = \frac{L}{V}X + \left(Y_a - \frac{L}{V}X_a\right) \quad (10-36a)$$

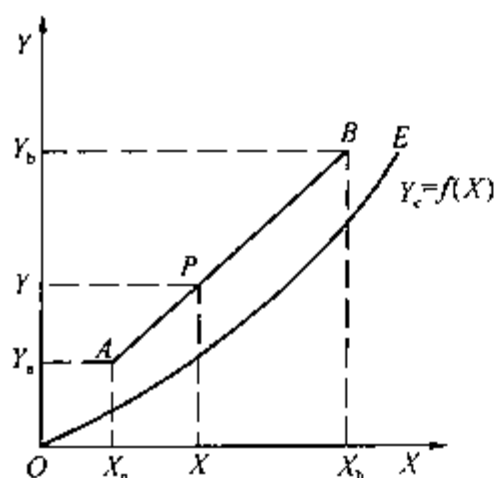


图 10-11 逆流吸收塔的操作线

式(10-36a)称为逆流吸收塔的操作线方程, 它表明塔内任一横截面上的气相浓度  $Y$  与液相浓度  $X$  之间成直线关系, 此直线应通过  $A(X_a, Y_a)$  及  $B(X_b, Y_b)$  两点, 斜率为  $\frac{L}{V}$ 。图 10-11 中的直线  $AB$  即为逆流吸收塔的操作线。操作线  $AB$  上任一点  $P$  的坐标, 代表塔内相应截面上的液相和气相浓度  $X, Y$ , 端点  $A$  代表填料层顶部(塔顶)的情况, 端点  $B$  代表填料层底部(塔底)的情况。

进行吸收操作时, 塔内任一截面上溶质在气相中的实际分压总是大于与其接触的液相的平衡分压, 所以吸收过程的操作线总是位于相平衡线的上方。反之, 如果操作线位于相平衡线下方, 则进行的是解吸操作。

## 二、吸收剂用量的决定

在进行吸收塔计算时, 入塔气体的流量和组成一般是已知的。出塔气体的组成及进塔液体的组成常由工艺要求规定, 或由设计者选定。因此,  $V, Y_b, Y_a, X_a$  皆为已知数。但是,

入塔吸收剂的用量  $L$  则有待设计者决定。

由图 10-12 可见, 当  $X_a$ 、 $Y_a$  已知时, 吸收塔操作线的一个端点  $A$  被固定, 而另一个端点  $B$  一定在  $Y=Y_b$  这条水平线上移动。点  $B$  的具体位置取决于操作线的斜率  $L/V$ 。

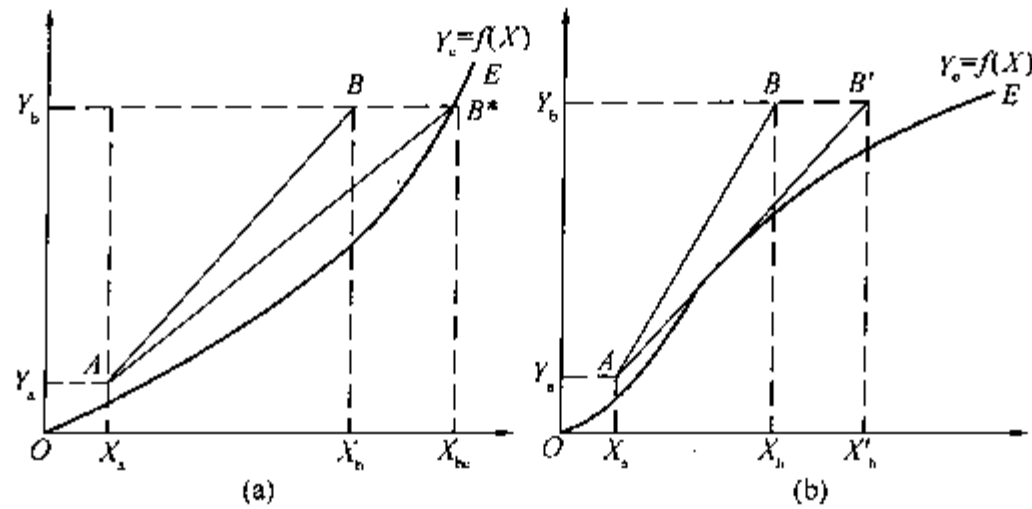


图 10-12 吸收塔的最小液气比

操作线的斜率  $L/V$  称为液气比, 是纯溶剂与惰性气体摩尔流量的比值。当  $V$  一定时, 若减小吸收剂用量  $L$ , 液气比就变小, 点  $B$  沿  $Y=Y_b$  的水平线向平衡线靠近, 则使出塔吸收液浓度增大, 而传质推动力相应减小, 当  $L$  减小到恰使点  $B$  移至水平线  $Y=Y_b$  与平衡线  $OE$  的交点  $B^*$  时, 如图 10-12(a) 所示, 塔底截面上气、液两相达平衡, 过程的推动力为零, 为完成分离任务需要无限大的相际传质面积, 即所需的填料层高度将为无穷大。

显然, 操作线  $AB^*$  的斜率是液气比的下限, 称为最小液气比, 用  $\left(\frac{L}{V}\right)_{\min}$  表示。相应的吸收剂用量称为最小吸收剂用量, 用  $L_{\min}$  表示。最小液气比或最小吸收剂用量可按下式计算:

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_b - Y_a}{X_{be} - X_a} \tag{10-37}$$

或 
$$L_{\min} = V \frac{Y_b - Y_a}{X_{be} - X_a} \tag{10-37a}$$

式中  $X_{be}$  为与气相组成  $Y_b$  成平衡的液相组成。若稀溶液范围内平衡关系符合亨利定律, 可用  $Y_e = mX$  表示, 则可直接用下式计算最小液气比, 即

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_b - Y_a}{\frac{Y_b}{m} - X_a} \tag{10-38}$$

或 
$$L_{\min} = V \frac{Y_b - Y_a}{\frac{Y_b}{m} - X_a} \tag{10-38a}$$

如果平衡线的形状如图 10-12(b) 中的  $OE$  所示, 当液气比减小到某一值时, 塔底气、液两相虽未达平衡, 但操作线已与平衡线相切, 切点处吸收的传质推动力为零。此时的最小液气比  $(L/V)_{\min}$  就是从图中  $A$  点所作的平衡线切线  $AB'$  的斜率, 可按下式计算:

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = \frac{Y_b - Y_a}{X'_b - X_a} \tag{10-39}$$

式中  $X'_b$  为点  $B'$  的横坐标值。

必须注意, 最小液气比是与规定的分离要求相对应的。对于现场操作的吸收塔, 填料层



高度已定。若在最小液气比或低于最小液气比下操作，将不能达到规定的分离要求。

反之，若液气比增加，则点  $B$  将沿  $Y = Y_b$  水平线向左移动，使操作线远离平衡线，过程的传质推动力增大，从而使所需的填料层高度降低，但超过一定限度后，这方面的效果不明显，而吸收剂用量大为增加，并且使吸收剂的输送、再生等操作费用急剧增加。

由上述分析可知，吸收剂用量的选取是一个经济上的优化问题，需要通过多种方案的计算和比较，从中选择最适宜的液气比，使设备费用和操作费用之和最小。根据生产实践经验，一般情况下取实际液气比为最小液气比的  $1.1 \sim 2.0$  倍是比较适宜的，即

$$\frac{L}{V} = (1.1 \sim 1.2) \left( \frac{L}{V} \right)_{\min} \quad (10-40)$$

或 
$$L = (1.1 \sim 1.2) L_{\min} \quad (10-40a)$$

完成吸收分离过程所需的最小液气比与第九章蒸馏中提到的最小回流比的概念是相类似的，最小回流比与最小液气比的对应关系为  $\left( \frac{L}{V} \right)_{\min} = \frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1}$ 。处于最小液气比下，不论吸收过程还是蒸馏过程，气、液两相的操作线和相平衡线会出现相交或相切，在塔的某个位置出现浓度挟点（即相邻级或填料段浓度无变化），该操作条件下的液相量为液相量的下限。

除了上述经济方面的因素之外，还应考虑吸收剂用量要能满足塔设备内均匀分布所需的最低液相量的要求。对填料塔要求能充分润湿填料，对板式塔要求塔板上保持一定高的液层，如按式(10-40a)算出的吸收剂用量不能满足此要求，则应采用更大的吸收剂用量，或者采用吸收剂再循环。因为当吸收剂的喷淋密度较小，填料表面不能被吸收剂全部润湿时，或者塔板上的液量不足以覆盖整个塔板鼓泡区时，气液两相的接触面积减少，使吸收操作不能正常进行。

此外，有些吸收过程中会有明显的热效应，如果需要移去吸收热，也可以采用部分吸收剂再循环的操作，将吸收剂从塔中抽出至塔外冷却器进行取热，然后打回塔内。

**【例 10-5】** 在一逆流操作的吸收塔内用清水吸收  $\text{SO}_2$  和空气混合气中的  $\text{SO}_2$ 。吸收塔操作时的总压为  $101.3 \text{ kPa}$ ，温度为  $20^\circ\text{C}$ ，入塔混合气的流量为  $1000 \text{ m}^3/\text{h}$ ，入塔混合气中  $\text{SO}_2$  的摩尔分率为  $0.09$ 。要求  $\text{SO}_2$  的回收率不低于  $98\%$ ， $\text{SO}_2 - \text{H}_2\text{O}$  系统的相平衡数据见示例 10-2。实际液气比为最小液气比的  $1.2$  倍，求每小时送入吸收塔顶的水量及出塔吸收液中  $\text{SO}_2$  的摩尔分率。

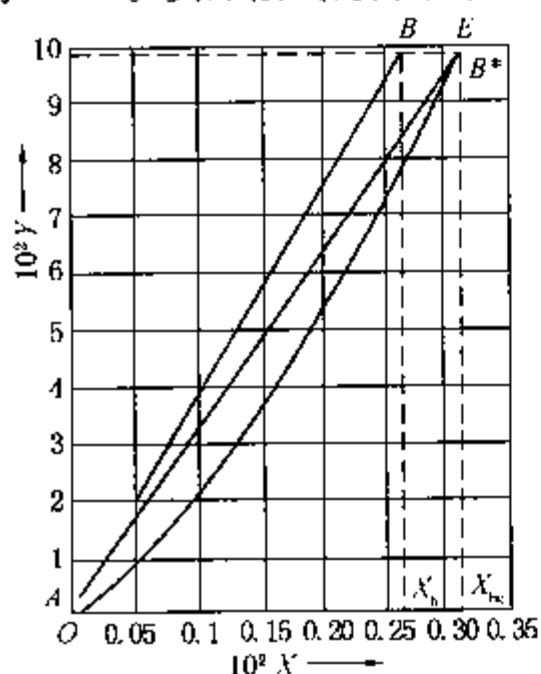


图 10-13 水吸收  $\text{SO}_2$  的平衡线及操作线

解：根据例 10-2 中  $101.3 \text{ kPa}$  下  $\text{SO}_2 - \text{H}_2\text{O}$  系统的平衡数据，换算成  $Y-X$  关系，并在  $Y-X$  坐标图中作出平衡曲线  $OE$ ，如图 10-13 所示。

进入吸收塔的惰性气体（空气）的摩尔流量为

$$V = \frac{1000}{22.4} \times \frac{273}{293} \times (1 - 0.09) = 37.85 \text{ kmol/h}$$

进塔气体中  $\text{SO}_2$  的摩尔比为

$$Y_b = \frac{0.09}{1 - 0.09} = 0.099$$

出塔气体中  $\text{SO}_2$  的摩尔分率为

$$Y_a = 0.099(1 - 0.98) = 0.00198$$

进塔液体中  $\text{SO}_2$  的摩尔比  $X_a = 0$ 。



按  $X_a$ 、 $Y_a$  之值在图 10-13 中确定操作线端点  $A(0, 0.00198)$ 。作  $Y=Y_b$  的水平线，交平衡线  $OE$  于点  $B^*$ ，读出点  $B^*$  的横坐标值为  $X_{bc}=0.0032$ 。

则最小用水量为

$$L_{min} = V \frac{Y_b - Y_a}{X_{bc} - X_a} = \frac{37.85 \times (0.099 - 0.00198)}{0.0032 - 0} = 1147 \text{kmol/h}$$

实际用水量

$$L = 1147 \times 1.2 = 1376 \text{kmol/h}$$

或实际用水量为

$$1376 \times 18 = 24768 \text{kg/h}$$

出塔吸收液中  $\text{SO}_2$  的摩尔比为

$$X_b = \frac{V(Y_b - Y_a)}{L} = \frac{37.85 \times 0.097}{1376} = 0.00267$$

由  $X_b$ 、 $Y_b$  之值可在图 10-13 中定出操作线的另一端点  $B$ 。

在确定了吸收过程的溶剂用量以后，下一步的工作就是确定达到分离任务所需的填料层高度或理论板数，目前有两种计算路线。

平衡级法的计算思路：平衡级路线的基本出发点为热力学相平衡。认为离开某一级的气（汽）相和液相温度、压力相等，组成互成相平衡关系。计算出达到分离要求所需的理论级数，再通过塔板效率的方式，来“修正”其实际分离的效果，确定出实际塔板数或实际填料高度，参见第九章。

传递速率（非平衡级）法的计算思路：速率法路线的基本出发点为传递动力学速率。依据物料衡算、热量衡算和传递速率方程进行塔内传质过程“真实”的描述，计算出达到分离要求所需的实际板数或实际填料高度。

看起来，速率法较平衡级法更加实用，但目前对于传质系数的研究尚存在很大不足，因而应用受到限制。平衡级法已有多年的技术和经验累积，是目前工程上通用的方法。

精馏过程的传质系数与浓度、温度、压力相关，同时气、液膜阻力比大约介于 0.30 ~ 0.70 之间，不能像吸收过程简化成单纯的气膜控制或液膜控制，总传质系数也难以通过单相传质系数表示，不能导出塔板数或填料高度解析的数学表达式。由于不符合化工原理课程要求，因而第九章的蒸馏计算中只介绍了平衡级法。

在工业吸收塔计算中，传质速率法与平衡级法具有同样的重要地位，而且对板式塔和填料塔计算都适用。

### 三、低浓度气体吸收过程填料层高度的计算（速率法）

#### （一）填料层高度的计算公式

在连续接触的填料吸收塔内，随着吸收过程的进行，沿着流向气体浓度  $Y$  逐渐下降，液相浓度  $X$  逐渐上升，故吸收塔内各横截面上的传质速率是变化的。因此传质速率方程和物料衡算应对微分填料层列出，然后沿整个塔高进行积分就可以得到填料层高度计算公式。

图 10-14 为一稳定操作的逆流吸收塔，塔横截面积为  $\Omega(\text{m}^2)$ ，单位体积填料层中的有效传质面积为  $a(\text{m}^2/\text{m}^3)$ 。在与流动垂直的方

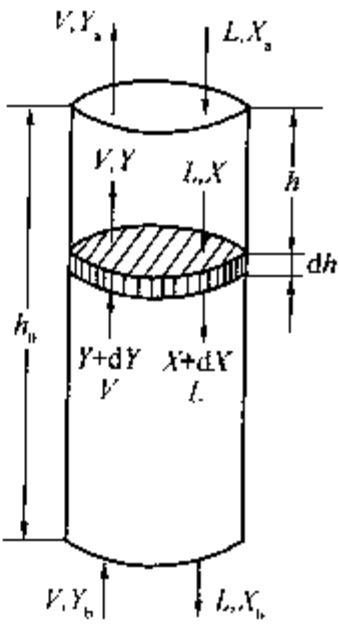


图 10-14 微元填料层的物料衡算

向上, 取一段高度为  $dh$  的微元填料层。

对此微元填料层作溶质 A 的物料衡算可知, 单位时间内溶质由气相转入液相的 A 物质的量为:

$$dG = VdY = LdX \quad (10-41)$$

在此微元填料层内, 因气、液浓度变化很小, 故可认为传质速率  $N_A$  为定值, 则:

$$dG = N_A a \Omega dh \quad (10-42)$$

微元填料层中的传质速率方程可写成:

$$N_A = K_Y(Y - Y_e)$$

及

$$N_A = K_X(X_e - X)$$

因此, 式(10-42)可写成:

$$VdY = K_Y(Y - Y_e)a\Omega dh$$

及

$$LdX = K_X(X_e - X)a\Omega dh$$

整理上二式分别得到:

$$\frac{dY}{Y - Y_e} = \frac{K_Y a \Omega}{V} dh \quad (10-43)$$

及

$$\frac{dX}{X_e - X} = \frac{K_X a \Omega}{L} dh \quad (10-44)$$

对于稳定操作的吸收塔,  $V$ 、 $L$ 、 $a$  及  $\Omega$  皆不随时间及塔截面位置而改变。当溶质在气、液两相中浓度不高时,  $K_Y$ 、 $K_X$  通常也可视为常数(气体溶质具有中等溶解度而且平衡线不为直线的情况除外)。于是对式(10-43)及式(10-44)可在全塔范围内进行积分, 从塔顶到塔底的积分限为:  $h=0$ ,  $Y=Y_a$ ,  $X=X_a$ ;  $h=h_0$ ,  $Y=Y_b$ ,  $X=X_b$ 。于是

$$\int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{Y - Y_e} = \frac{K_Y a \Omega}{V} \int_0^{h_0} dh$$

及

$$\int_{X_a}^{X_b} \frac{dX}{X_e - X} = \frac{K_X a \Omega}{L} \int_0^{h_0} dh$$

由此得到低浓度气体吸收时的填料层高度的计算公式:

$$h_0 = \frac{V}{K_Y a \Omega} \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{Y - Y_e} \quad (10-45)$$

及

$$h_0 = \frac{L}{K_X a \Omega} \int_{X_a}^{X_b} \frac{dX}{X_e - X} \quad (10-46)$$

上二式中单位体积填料层内的有效传质面积  $a$  称为有效比表面积, 其值总小于填料的比表面积。因为只有被流动的液体所覆盖的填料表面, 才能提供气液接触的有效面积。所以  $a$  不仅与填料的形状、尺寸及充填状况有关, 还与流体的物性及流动状况有关。 $a$  的数值很难直接测定, 为此, 常将它与传质系数的乘积视为一体, 这个乘积称为体积传质系数。例如  $K_Y a$  及  $K_X a$  分别称为以  $(Y_e - Y)$  为推动力的气相总体积传质系数及以  $(X_e - X)$  为推动力的液相总体积传质系数, 其单位均为  $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。体积传质系数的物理意义是: 在相应推动力为一个单位的情况下, 单位时间单位体积填料层内传递的溶质的量。

式(10-45)及式(10-46)是根据  $V$ 、 $L$  及传质系数  $K_Y$ 、 $K_X$  与相应的推动力来计算填料层高度的公式。对于低浓度气体吸收, 由于被吸收的溶质量很少, 流经全塔的混合气摩尔流量  $V'$  及溶液的摩尔流量  $L'$  变化不大, 可视为定值, 所以填料层高度还可以根据  $V'$ 、 $L'$  及  $K_Y$ 、

$K_x$  或  $k_y$ 、 $k_x$  与相应的传质推动力来计算, 公式如下:

$$h_o = \frac{V'}{K_y a \Omega} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y_e} \quad (10-47)$$

$$h_o = \frac{L'}{K_x a \Omega} \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{x_e - x} \quad (10-48)$$

$$h_o = \frac{V'}{k_y a \Omega} \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y_i} \quad (10-49)$$

$$h_o = \frac{L'}{k_x a \Omega} \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{x_i - x} \quad (10-50)$$

## (二) 传质单元高度与传质单元数

以式(10-45)为例, 若令:

$$H_{OG} = \frac{V}{K_y a \Omega} \quad (10-51)$$

$$N_{OG} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dY}{Y - Y_e} \quad (10-52)$$

则式(10-45)可写成:

$$h_o = H_{OG} \cdot N_{OG} \quad (10-53)$$

$H_{OG}$ 具有长度因次, 单位为 m。因此可将  $H_{OG}$  理解为由过程条件所决定的某种单元高度, 称为气相总传质单元高度。 $N_{OG}$ 是无因次量, 可理解为它代表所需填料层高度  $h_o$  相当于气相总传质单元高度  $H_{OG}$  的倍数, 称为气相总传质单元数。

同样, 式(10-46)可写成:

$$h_o = H_{OL} \cdot N_{OL} \quad (10-54)$$

式中  $H_{OL}$ ——液相总传质单元高度, m;

$N_{OL}$ ——液相总传质单元数。

$H_{OL}$ 及  $N_{OL}$ 的计算式分别为

$$H_{OL} = \frac{V}{K_x a \Omega} \quad (10-55)$$

$$N_{OL} = \int_{x_a}^{x_b} \frac{dX}{X_e - X} \quad (10-56)$$

由此可写出填料层高度  $h_o$  的计算通式:

$$h_o = \text{传质单元高度} \times \text{传质单元数}$$

例如对式(10-49)及式(10-50)分别可写成:

$$h_o = H_G \cdot N_G$$

$$h_o = H_L \cdot N_L$$

$$H_G = \frac{V'}{k_y a \Omega}, H_L = \frac{L'}{k_x a \Omega}$$

$$N_G = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y_i}, N_L = \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{x_i - x}$$

式中  $H_G$ ,  $H_L$ ——气相传质单元高度及液相传质单元高度, m;

$N_G$ ,  $N_L$ ——气相传质单元数及液相传质单元数。

把填料层高度写成传质单元高度与传质单元数的乘积, 只是变量的分离与合并, 并无实

质变化，但有助于理解填料层高度的计算公式。传质单元数中（如  $N_{OG} = \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{Y - Y_c}$ ）所含的变量只与物系的相平衡及进、出塔气体的浓度有关，而与吸收设备的类型无关。传质单元数反映了分离操作的难易，操作所要求的气体浓度变化越大，过程的平均推动力越小，则分离难度越大，所需的传质单元数也就越大。传质单元高度（如  $H_{OG} = \frac{V/\Omega}{K_Y a}$ ）中，分子是单位塔截面上惰性气体的摩尔流量（ $V/\Omega$ ），分母是体积传质系数  $K_Y a$ ，它反映了传质的阻力大小、填料性能的优劣及湿润情况的好坏。吸收过程的传质阻力越大、填料层有效比表面积  $a$  越小，则传质单元高度就越大，它表示了每个传质单元所相当的填料层高度，是吸收设备效能高低的反映。通常体积传质系数随单位塔截面上气体摩尔流量的增加而增加；变化幅度较大，而对每一种填料而言，传质单元高度的数值变化幅度并不大。对于常用的吸收设备，传质单元高度的数值一般约在 0.15 ~ 1.5m。具体数值可由实验测定或从有关资料中查得或根据公式算出。

（三）传质单元数的计算方法

式(10-52)及式(10-56)等为传质单元数的定义式，根据公式需要进行积分求解，下面以  $N_{OG}$  为例介绍几种常用的计算方法。梯级图解法和对数平均推动力法是近似算法，图解积分法和解析法是精确算法。对数平均推动力法和解析法适用于相平衡线是直线的情况，图解积分法和近似梯级图解法可用于相平衡线是曲线的情况。

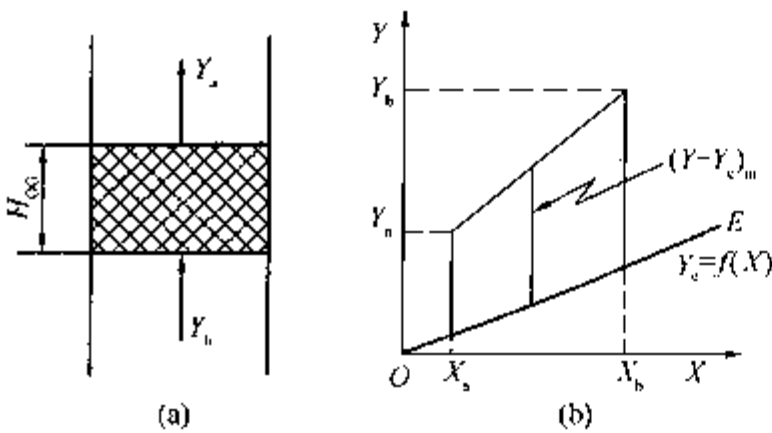


图 10-15 气相总传质单元高度

流经一段填料层所产生的浓度变化（ $Y_b - Y_a$ ）恰等于此段填料层内气相总推动力的平均值  $\Delta Y_m$  时，那么这段填料层就可视为一个气相总传质单元，其高度就等于一个气相总传质单元高度，即

$$N_{OG} = \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{Y - Y_c} = 1$$

若平衡线为直线，则上式可写成：

$$N_{OG} = \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{Y - Y_c} = \frac{Y_b - Y_a}{\Delta Y_m} = 1$$

式中  $\Delta Y_m$ ——该段填料层两端气相传质总推动力（ $Y - Y_c$ ）的对数平均值。

因此，在吸收过程所涉及的浓度范围内，当相平衡线为直线或者弯曲程度不大的曲线时，可以将整个填料层看成是由  $N_{OG}$  个气相总传质单元组成，根据上述传质单元的物理意义，在相图中的整个浓度范围内作出代表气相总传质单元的梯级的个数，即可得到  $N_{OG}$ 。这种近似梯级图解法，也叫倍克（Baker）法。步骤如下：

- （1）在  $Y-X$  坐标图中作平衡线  $OE$  及操作线  $AB$ （见图 10-16）。
- （2）作辅助线  $MN$ ，该曲线是操作线  $AB$  和平衡线  $OE$  间垂直线中点的连线。
- （3）从代表塔顶的操作线端点  $A$  出发，作水平线交  $MN$  于点  $F$ ，延长  $AF$  至  $F'$ ，使  $FF' = AF$ 。

(4) 过点  $F'$  作垂直线交  $AB$  于点  $C$ ，再从点  $C$  作水平线交  $MN$  于点  $S$ ，延长  $CS$  至  $S'$  使  $SS' = CS$ ，过点  $S'$  作垂直线交  $AB$  于点  $D$ 。依此类推画梯级直至达到或超过操作线上代表塔底的端点  $B$  为止。所画的梯级数即为气相总传质单元数  $N_{OG}$ 。

按上述方法，作出的每一个梯级都代表一个气相总传质单元。现分析第一个梯级  $AF'C$ ，因为

$$FF' = AF$$

所以

$$CF' = 2HF = HH^*$$

若平衡线  $OE$  曲率不很大则可将平衡线  $A^*C^*$  段视为直线。便可写出如下关系：

$$HH^* = \frac{1}{2}(CC^* + AA^*)$$

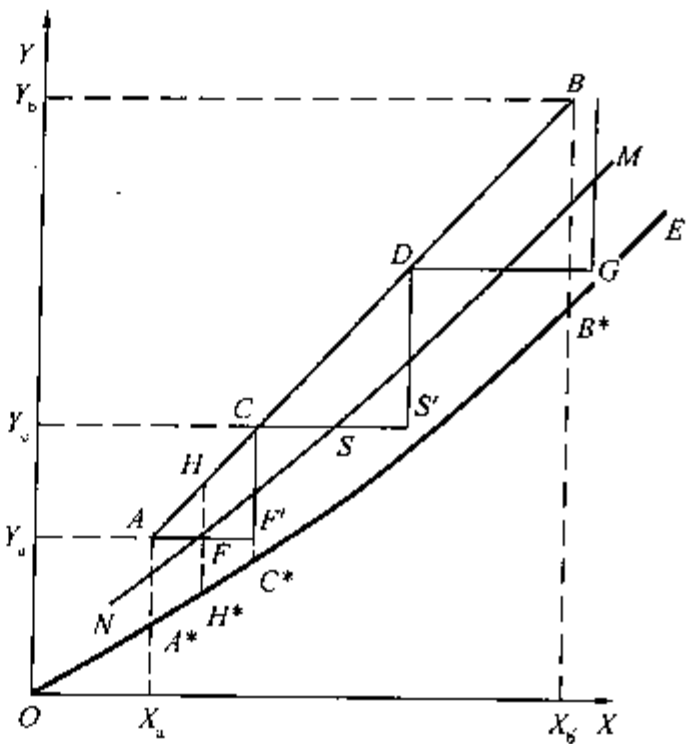


图 10-16 梯级图解法求  $N_{OG}$

$HH^*$  为操作线  $AC$  段两端气相总推动力  $(Y - Y_e)$  的算术平均值，即为这个梯级内的平均推动力。而  $CF'$  表示此段内气相浓度的变化  $(Y_e - Y_a)$ ，因为  $CF' = HH^*$ ，表明在  $AF'C$  梯级中，气相的浓度变化与其平均推动力正好相等，所以梯级  $AF'C$  代表一个气相总传质单元。同理，其他梯级也具有同样性质。最后不满一个梯级的分数，可在水平线段（图 10-16 中的  $DG$ ）上按比例求得。

## 2. 对数平均推动力法

如图 10-17 所示，若在吸收过程所涉及的浓度范围内平衡线为直线  $(Y_e = mX + b)$ ，又因在  $Y-X$  坐标图中操作线也是直线，所以此两直线间的垂直距离亦随  $Y$  呈直线变化，即气相传质总推动力  $\Delta Y = Y - Y_e$ 。

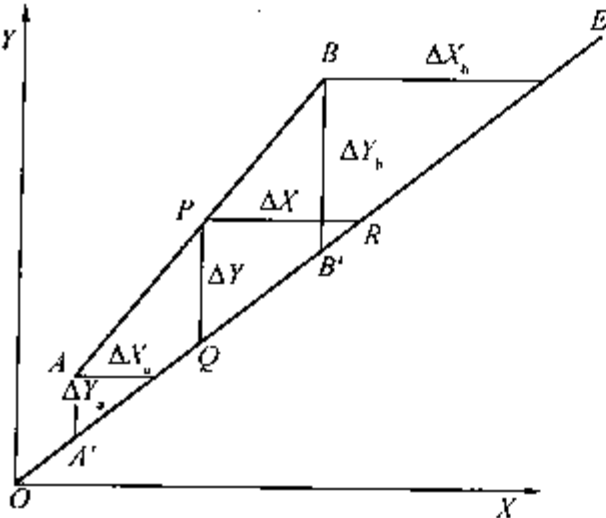


图 10-17 操作线和平衡线  
皆为直线时的总推动力

对  $Y$  呈直线变化。即

$$\frac{d(Y - Y_e)}{dY} = \frac{d(\Delta Y)}{dY} = \frac{\Delta Y_b - \Delta Y_a}{Y_b - Y_a}$$

或

$$dY = \frac{Y_b - Y_a}{\Delta Y_b - \Delta Y_a} d(\Delta Y) \tag{10-57}$$

式中  $\Delta Y_a = (Y - Y_e)_a$ ——填料层顶端的气相传质总推动力；

$\Delta Y_b = (Y - Y_e)_b$ ——填料层底端的气相传质总推动力。

把式 (10-57) 代入  $N_{OG}$  的定义式 (10-52) 中，可得

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{\Delta Y} = \frac{Y_b - Y_a}{\Delta Y_b - \Delta Y_a} \int_{\Delta Y_a}^{\Delta Y_b} \frac{d(\Delta Y)}{\Delta Y} = \frac{Y_b - Y_a}{\Delta Y_b - \Delta Y_a} \ln \frac{\Delta Y_b}{\Delta Y_a} \\ &= \frac{Y_b - Y_a}{\Delta Y_m} = \frac{Y_b - Y_a}{\frac{\Delta Y_b - \Delta Y_a}{\ln \frac{\Delta Y_b}{\Delta Y_a}}} \end{aligned} \tag{10-58}$$

式中  $\Delta Y_m$ ——塔顶、底气相传质总推动力( $Y - Y_e$ )的对数平均值,称气相对数平均推动力。

$$\Delta Y_m = \frac{\Delta Y_b - \Delta Y_a}{\ln \frac{\Delta Y_b}{\Delta Y_a}} = \frac{(Y_b - Y_{be}) - (Y_a - Y_{ae})}{\ln \frac{Y_b - Y_{be}}{Y_a - Y_{ae}}}$$

所以,填料层高度的计算式为

$$h_o = \frac{V}{K_y a \Omega} \cdot \frac{Y_b - Y_a}{\Delta Y_m} \quad (10-59)$$

同理,也可写出液相总传质单元数的计算式为

$$N_{OL} = \int_{X_a}^{X_b} \frac{dX}{X_e - X} = \frac{X_b - X_a}{\Delta X_m} \quad (10-60)$$

式中  $\Delta X_m$ ——塔顶、底液相传质总推动力( $X - X_e$ )的对数平均值,称液相对数平均推动力。

$$\Delta X_m = \frac{\Delta X_b - \Delta X_a}{\ln \frac{\Delta X_b}{\Delta X_a}} = \frac{(X_{be} - X_b) - (X_{ae} - X_a)}{\ln \frac{X_{be} - X_b}{X_{ae} - X_a}}$$

则

$$h_o = \frac{L}{K_x a \Omega} \frac{X_b - X_a}{\Delta X_m}$$

当  $\frac{\Delta Y_{\text{大}}}{\Delta Y_{\text{小}}} \leq 2$  或  $\frac{\Delta X_{\text{大}}}{\Delta X_{\text{小}}} \leq 2$  时,对数平均推动力可用算术平均值代替,而不致有较大误差。

### 3. 图解积分法

图解积分法是计算传质单元数最基本的方法,当平衡线不为直线时也适用。如前所述,对于气膜控制的吸收过程,可采用气相总推动力表示的传质速率方程式(10-25);对于液膜控制的吸收过程,则需采用液相总推动力表示的传质速率方程式(10-28)。相应的总传质单元数为  $N_{OG}$  及  $N_{OL}$ ,下面介绍  $N_{OG} = \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{Y - Y_e}$  的图解积分法。如图 10-18(a)表示,  $OE$  为相平衡线,  $AB$  为操作线,在  $Y_a$  与  $Y_b$  间取若干  $Y$  值(包括  $Y_a$ 、 $Y_b$ ),在操作线与相平衡线之间找出对应的垂直距离( $Y - Y_e$ ),然后将  $\frac{1}{Y - Y_e}$  与  $Y$  进行标绘,得曲线  $A'B'$ ,如图 10-18

(b)所示,自  $Y_a$  至  $Y_b$  范围内曲线下的面积便是积分值  $\int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{Y - Y_e}$ ,即  $N_{OG}$ 。

对于溶解度适中,气、液两相的阻力都不能忽略的吸收过程,由于相平衡线不是直线,  $m$  不是常数,即使塔内  $k_y$ 、 $k_x$  不变,总传质系数仍沿塔高而变。对此,不宜采用总传质系数表示的传质速率方程,而应采用单传质系数表示的传质速率方程如  $N_A = k_y(y - y_i)$  或  $N_A = k_x(x_i - x)$ ,相应的传质单元数为  $N_G = \int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y_i}$  及  $N_L = \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{x_i - x}$ 。用图解积分法计算  $N_G$  或  $N_L$  时,其中气相传质推动力( $y - y_i$ )或液相传质推动力( $x - x_i$ )可按图 10-8 所示的原则求取,然后作  $\frac{1}{y - y_i}$  (或  $\frac{1}{x - x_i}$ ) 对  $y$  (或  $x$ ) 的曲线,自  $y_a$  (或  $x_a$ ) 至  $y_b$  (或  $x_b$ ) 的范围内曲线下面的面积便是积分值  $\int_{y_a}^{y_b} \frac{dy}{y - y_i} = N_G$  (或  $\int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{x_i - x} = N_L$ )。

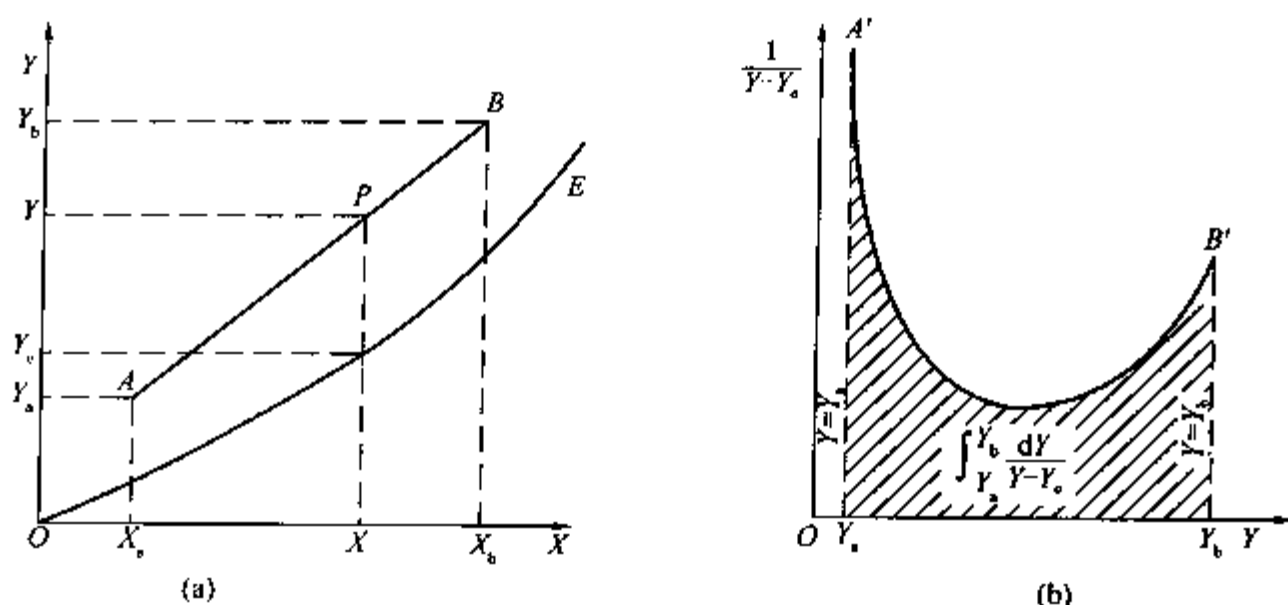


图 10-18 图解积分法求  $N_{OG}$

#### 4. 解析法

对低浓度吸收，若平衡关系服从亨利定律 ( $Y_e = mX$ )，气相总传质单元数  $N_{OG}$  可写成

$$N_{OG} = \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{Y - Y_e} = \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{Y - mX}$$

由逆流吸收塔的操作线方程式 (10-36) 可得

$$X = X_a + \frac{V}{L}(Y - Y_a)$$

代入上式得

$$N_{OG} = \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{Y - m\left[X_a + \frac{V}{L}(Y - Y_a)\right]} = \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{Y - \frac{mV}{L}(Y - Y_a) - mX_a}$$

令  $S = \frac{mV}{L}$ ，则

$$\begin{aligned} N_{OG} &= \int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{Y(1-S) + (SY_a - mX_a)} \\ &= \frac{1}{1-S} \ln \left[ \frac{(1-S)Y_b + (SY_a - mX_a)}{(1-S)Y_a + (SY_a - mX_a)} \right] \\ &= \frac{1}{1-S} \ln \left[ \frac{(1-S)Y_b - mX_a + SmX_a + SY_a - SmX_a}{Y_a - mX_a} \right] \\ &= \frac{1}{1-S} \ln \left[ \frac{(1-S)Y_b - (1-S)mX_a + S(Y_a - mX_a)}{Y_a - mX_a} \right] \end{aligned}$$

经整理可得

$$N_{OG} = \frac{1}{1-S} \ln \left[ (1-S) \frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a} + S \right] \quad (10-61)$$

式中， $S = \frac{mV}{L}$  称为解吸因数，是平衡线斜率  $m$  与操作线斜率  $L/V$  之比值，无因次。

由式 (10-61) 可以看出， $N_{OG}$  的数值取决于  $\frac{mV}{L}$  与  $\frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a}$  这两个因素。为了方便，在半对数坐标纸上以  $\frac{mV}{L}$  为参变数，按式 (10-61) 标绘出描述  $N_{OG}$  和  $\frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a}$  关系的一组曲线。



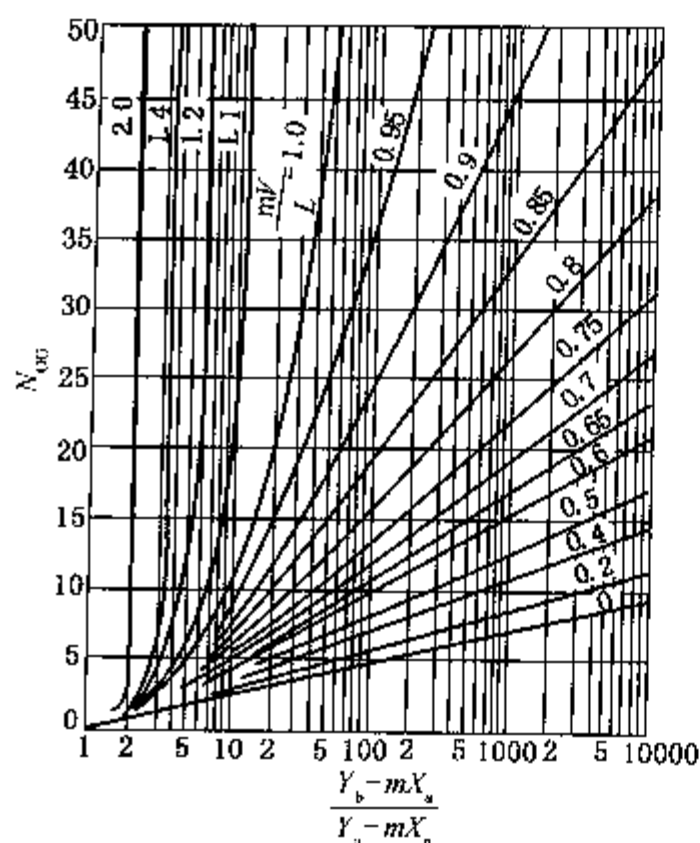


图 10-19  $N_{OG} - \frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a}$  关系图

线，由此可方便地查得  $N_{OG}$  的数值。

图 10-19 中，横坐标  $\frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a}$  的大小反映了溶质的吸收程度。气、液进口浓度  $Y_b$ 、 $X_a$  一定的情况下，溶质吸收愈完全， $Y_a$  便越小， $\frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a}$  的值越大，对应于同一  $\frac{mV}{L}$  的  $N_{OG}$  值也就越大。

由图 10-19 可见，当  $\frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a}$  一定时，解吸因数  $\frac{mV}{L}$  愈大，则  $N_{OG}$  亦愈大，因为当  $Y_b$ 、 $Y_a$ 、 $X_a$

及  $m$  一定的情况下， $mV/L$  增大意味着液气比  $L/V$  的减小。结果溶液出口浓度提高而塔内传质推动力变小，所以  $N_{OG}$  增大。反之，液气比增大则  $mV/L$  值减小， $N_{OG}$  值变小。对于逆流操作的

吸收塔，为了获得最高的吸收率，就必须使塔顶气、液两相趋近平衡，也就是使出口气相组成趋近进口液相的平衡组成，这只有在平衡线的斜率小于操作线的斜率，即  $\frac{mV}{L} < 1$  的情况下才有可能。反之，如果要获得最浓的吸收液，就必须使塔底气、液两相趋近平衡，即出口溶液的组成趋近进口气相的平衡组成，这只有在平衡线斜率大于操作线斜率，即  $\frac{mV}{L} > 1$  的情况下才有可能。一般吸收操作大多考虑溶质吸收完全，通常取  $\frac{mV}{L} = 0.7 \sim 0.8$  较为经济适

宜。必须指出，图 10-19 只有在  $\frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a}$  及  $\frac{mV}{L} \leq 0.75$  的范围内使用读数较为准确。

同理，可推导出液相总传质单元数  $N_{OL}$  计算式如下：

$$N_{OL} = \frac{1}{1-A} \ln \left[ (1-A) \left( \frac{Y_b - mX_a}{Y_b - mX_b} \right) + A \right] \quad (10-62)$$

式中， $A = \frac{L}{mV}$  是操作线斜率  $L/V$  与平衡线斜率  $m$  之比值，称为吸收因数，是  $S$  的倒数。

式(10-62)多用于解吸操作的计算。式(10-61)与(10-62)具有同样的函数形式，因此，若将图 10-19 用于表示  $N_{OL} - \frac{Y_b - mX_a}{Y_b - mX_b}$  关系(以  $\frac{L}{mV}$  为参数)将完全适用。

**【例 10-6】** 在逆流操作的填料塔内用清水吸收空气中所含的丙酮蒸气。已知单位塔截面上入塔混合气的摩尔流率为  $0.02 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，其中丙酮蒸气的摩尔分率为 0.03，操作压力  $p = 101.3 \text{ kPa}$ ， $T = 293 \text{ K}$ 。此时平衡关系为  $Y_e = 1.75X$ ，气相总体积传质系数  $K_y a = 0.016 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$ 。要求溶质的回收率不小于 98%，若出塔水溶液中的丙酮浓度为饱和浓度的 70%，试求以单位塔截面积的用水量及所需的填料层高度。

解：

$$y_b = 0.03, Y_b = \frac{0.03}{0.97} = 0.0309$$

$$Y_a = Y_b(1 - 0.98) = 6.18 \times 10^{-4}$$

$$X_a = 0$$

$$X_b = 0.7X_{bc} = 0.7\left(\frac{Y_b}{1.75}\right) = 0.0124$$

单位塔截面上惰性气体的摩尔流率为

$$\frac{V}{\Omega} = 0.02(1 - 0.03) = 0.0194 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

将以上数据代入全塔物料衡算式(10-34), 可得单位截面积的用水量为

$$\frac{L}{\Omega} = \frac{\frac{V}{\Omega}(Y_b - Y_a)}{X_b - X_a} = \frac{0.0194(0.0309 - 6.18 \times 10^{-4})}{0.0124 - 0} = 0.0474 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

下面分别用两种方法计算填料层高度。

(1) 对数平均推动力法

$$\text{塔顶} \quad \Delta Y_a = Y_a - mX_a = Y_a = 6.18 \times 10^{-4}$$

$$\text{塔底} \quad \Delta Y_b = Y_b - mX_b = 0.0309 - 1.75 \times 0.0124 = 0.0092$$

$$\text{平均} \quad \Delta Y_m = \frac{(92 - 6.18) \times 10^{-4}}{\ln \frac{92}{6.18}} = 31.8 \times 10^{-4}$$

$$\begin{aligned} \text{故有} \quad h_o &= \frac{V/\Omega}{K_Y a} \cdot \frac{Y_b - Y_a}{\Delta Y_m} = \frac{0.0194}{0.016} \times \frac{(309 - 6.18) \times 10^{-4}}{31.8 \times 10^{-4}} \\ &= 1.21 \times 9.5 = 11.5 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{其中} \quad N_{OG} = 9.5, H_{OG} = 1.21 \text{ m}$$

(2) 解析法

$$\text{液气比} \quad \frac{L}{V} = \frac{Y_b - Y_a}{X_b - X_a} = \frac{303 \times 10^{-4}}{0.0124} = 2.44$$

$$\text{吸收因数} \quad A = \frac{L/V}{m} = \frac{2.44}{1.75} = 1.40$$

$$\text{解吸因数} \quad S = \frac{1}{A} = 0.714$$

$$\frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mY_a} = \frac{Y_b}{Y_a} = \frac{0.0309}{6.18 \times 10^{-4}} = 50$$

$$\text{查图 10-19 得} \quad N_{OG} \approx 9.5$$

$$\text{故} \quad h_o = H_{OG} \cdot N_{OG} = 1.21 \times 9.5 = 11.5 \text{ m}$$

若按式(10-61)作较准确的计算, 则

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - 0.714} \ln[(1 - 0.714) \times 50 + 0.714] = 9.5$$

与对数平均推动力所算出的结果相同。

综上所述, 传质单元数的不同计算方法各有其特点及适用场合。图解积分法是最基本的方法, 对所有情况都适用, 但作图不够方便。因此, 只要吸收过程所涉及的浓度范围内平衡

线为直线，便可用对数平均推动力法求总传质单元数。当平衡线为通过原点的直线时，既可采用对数平均推动力法，又可采用解析法。当平衡线为曲线时，宜用图解积分法和近似梯级图解法。近似梯级图解法有助于对传质单元概念的理解，适用于平衡线曲率不很大的情况。

本节所述的吸收塔填料层高度计算仅限于低浓度(摩尔分率不超过0.1)的气体吸收过程，该条件下相平衡线可简化为直线，传质速率方程可用总传质系数和两相主体浓度差的乘积表示。而高浓度下，混合气和溶液的摩尔流量  $V'$  及  $L'$  沿塔高变化，传质系数  $k_y$ 、 $k_x$  不再是常数，平衡常数  $m$  也变化，所以总传质系数  $K_y$ 、 $K_x$  不可能视为常数，因此高浓度的传质速率方程多用单相的传质系数和浓度差表示，与低浓度的计算方法相比，高浓度时需要考虑漂流因数的附加影响，只有图解法适用。

【例 10-7】 在一逆流填料吸收塔中，用洗油吸收焦炉气中的芳烃，入塔焦炉气中惰性气体的摩尔流量  $V=35.64\text{kmol/h}$ ，其中芳烃的摩尔比  $Y_b=0.0204$ ，要求芳烃回收率不低于95%。进入塔顶的洗油中芳烃的摩尔比  $X_a=0.00503$ ，其中纯溶剂的摩尔流量  $L=6.06\text{ kmol/h}$ 。已知操作条件下( $t=27^\circ\text{C}$ ， $p=106.7\text{kPa}$ )的平衡关系为  $Y_e=\frac{0.125X}{1+0.875X}$ ，气相总传质单元高度  $H_{OG}=\frac{V}{K_y a \Omega}=0.875\text{m}$ 。试求填料层高度。

解：出塔气体中芳烃的摩尔比

$$Y_a = 0.0204 \times (1 - 0.95) = 0.00102$$

出塔吸收液中芳烃的摩尔比可根据式(10-34)计算，即

$$X_b = X_a + \frac{V(Y_b - Y_a)}{L} = 0.00503 + \frac{35.64(0.0204 - 0.00102)}{6.06} = 0.119$$

按照已知的平衡关系式  $Y_e=\frac{0.125X}{1+0.875X}$ ，在  $Y-X$  直角坐标系中标绘出平衡曲线  $OE$ ，如图 10-20 所示。再按  $X_a$ 、 $Y_a$  及  $X_b$ 、 $Y_b$  值在图上绘出操作线  $AB$ 。

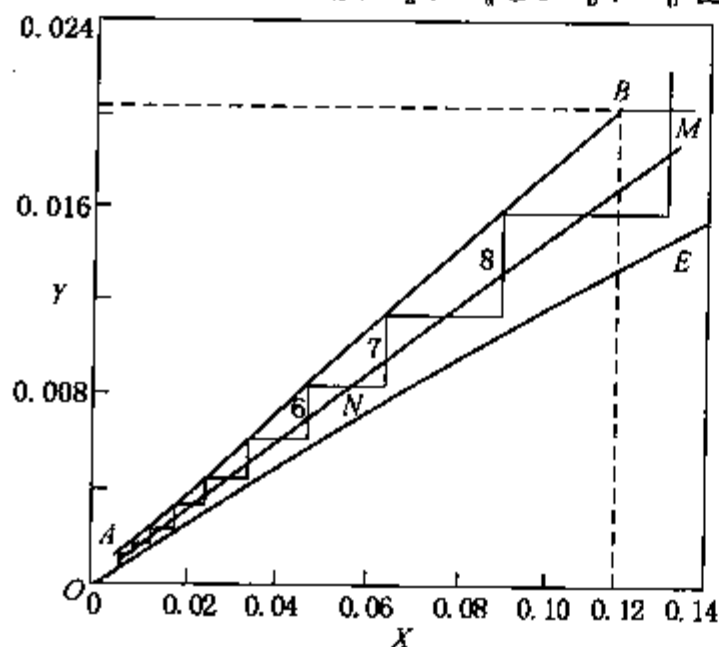


图 10-20 梯级图解法求  $N_{OG}$

求取填料层高度的关键在于计算  $N_{OG}$ 。由图 10-20 可知平衡线为曲线，故应采用图解积分法。又因为该平衡线曲率不很大，也可采用梯级图解法，下面分别采用这两种方法计算，并进行比较。

(1) 梯级图解法：在图 10-20 中，作  $MN$  辅助线使之平分  $AB$  与  $OE$  间的垂直距离。由点  $A$  开始作梯级，使每个梯级的水平线都被  $MN$  等分，直到最后一个梯级的顶点达到或跨过  $X_b$  为止。由图中可读出达到点  $B$  所画出的梯级约为 8.7，即  $N_{OG}=8.7$ 。

所需的填料层高度为  $h_o = H_{OG} \cdot N_{OG} = 0.875 \times 8.7 = 7.61\text{m}$

(2) 图解积分法：在图 10-20 中  $X_a$  至  $X_b$  区间内取若干  $X$  值，并由操作线  $AB$  与平衡线  $OE$  读出各对应的  $Y$  及  $Y_e$  值，从而算出一系列  $(Y - Y_e)$  及  $\frac{1}{(Y - Y_e)}$  值，结果列于下表。

$X$	$Y$	$Y_e$	$\frac{1}{Y - Y_e}$
$X_a = 0.0053$	$Y_a = 0.00102$	0.00062	2500
0.02	0.00356	0.00245	901
0.04	0.00695	0.00483	472
0.06	0.01035	0.00712	310
0.08	0.01374	0.00935	228
0.10	0.01714	0.01150	177
$X_b = 0.119$	$Y_b = 0.0204$	0.01350	145

将表中各组  $1/(Y - Y_e)$  与  $Y$  的对应数据在普通坐标纸上进行标绘, 所得曲线如图10-21所示, 自变量自  $Y_a$  至  $Y_b$  范围内曲线下的面积为  $\int_{Y_a}^{Y_b} \frac{dY}{Y - Y_e} = N_{OG} = 8.64$ 。此结果与梯级图解法的结果相当接近。

所需的填料层高度为:  $h_o = H_{OG} \cdot N_{OG} = 0.857 \times 8.64 = 7.56\text{m}$

#### 四、理论板数的计算(平衡级法)

板式塔是由多层塔板组成的, 气、液两相在塔板上进行逐级接触。如果在—层塔板上气液两相接触良好, 传质充分, 以致气液两相在离开该塔板时达到平衡, 则称此塔板为理论板, 离开该塔板的气液两相的温度相等、压力相等。因此理论板上气液之间的关系可用气液平衡关系或平衡线来表示。为计算板式塔完成吸收要求所需的理论板数, 必须联合运用物料衡算式和气液平衡关系。最常用的方法是图解法, 当相平衡关系符合亨利定律时也可采用解析法。

##### (一) 图解法

图 10-22 表示一个气液逆流操作的板式塔, 板数由上往下数, 假设其中每层塔板都是理论板。因此离开各层塔板的气液两相中溶质的组成  $Y_1、X_1, Y_2、X_2, Y_N、X_N$  互成平衡, 其中下标代表板号, 入塔气体组成  $Y_b = Y_{N+1}$ , 出塔液体组成  $X_b = X_N$ , 出塔气体组成  $Y_a = Y_1$ , 入塔液体组成  $X_a = X_0$ 。

塔内任意相邻两板间上升气体和下降液体组成之间的关系符合操作线方程[式(10-36a)]。它在  $Y-X$  坐标图上为一直线, 操作线的两个端点为  $A(X_a, Y_a)$  及  $B(X_b, Y_b)$ , 如图 10-22 中  $AB$  所示。代表塔内相邻两板间下降液体和上升气体组成的点  $(X_1, Y_2)、(X_2, Y_3) \cdots \cdots$  必落在操作线  $AB$  上。图中  $OE$  为平衡线, 代表离开各理论板的液气两相的组成点  $(X_1, Y_1)、(X_2, Y_2)$  等都应落在平衡线  $OE$  上。

根据以上两关系, 就可用图解法逐板求出离开各层理论板的气、液组成和达到规定分离要求所需的理论板数。如图 10-23 所示, 从点  $A$  出发, 作水平线与平衡线  $OE$  交于点  $E_1$ , 则点  $E_1$  示出离开第一层理论板的液、气组成  $X_1, Y_1$ ; 再从点  $E_1$  作垂线交  $AB$  于点  $P_1(X_1,$

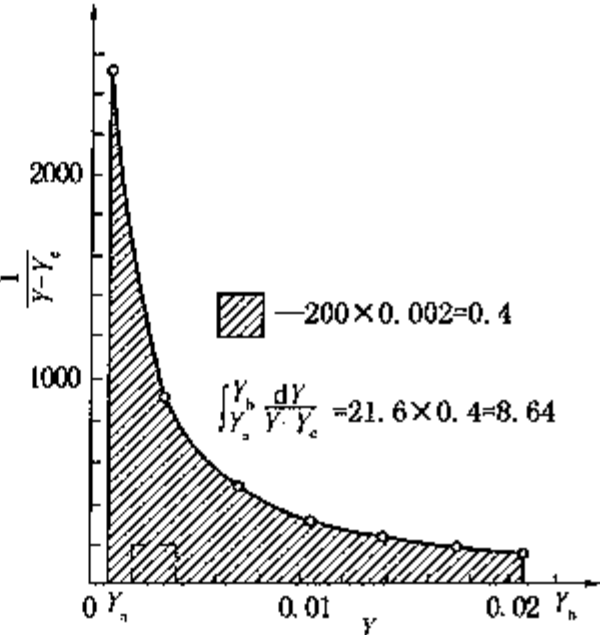


图 10-21 图解积分法求  $N_{OG}$

$Y_2$ ), 则点  $P_1$  的纵坐标  $Y_2$  代表离开第二层理论板的上升气体组成; 依此, 在  $AB$  与  $OE$  线之间作梯级, 直至达到或越过  $B$  点为止。由于一个梯级或梯级在平衡线上的一个端点(如  $E_1, E_2, \dots, E_N$ )即代表一层理论板, 所以所画的梯级数即为达到规定分离要求所需的理论板数  $N$ 。在图解法中, 气液组成的表示方法既可采用摩尔比  $Y、X$ , 也可用摩尔分率  $x、y$  或气相分压  $p$  与液相摩尔浓度  $C$ 。而且此法既可用于低浓度气体吸收, 也可用于高浓度气体吸收及解吸过程。

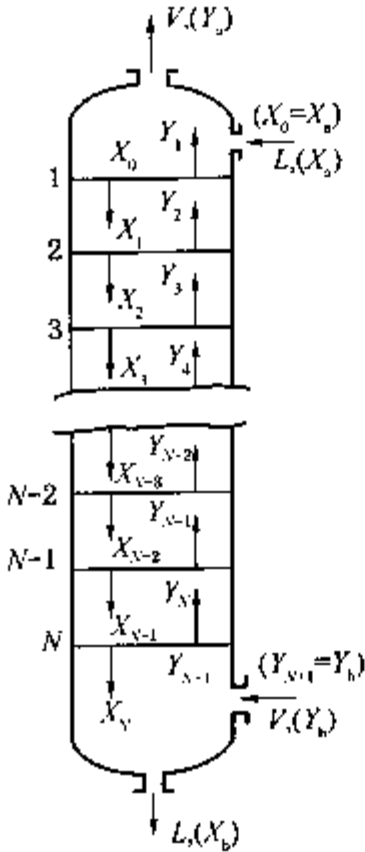


图 10-22 板式塔中, 离开各层塔板的气、液相组成的编号

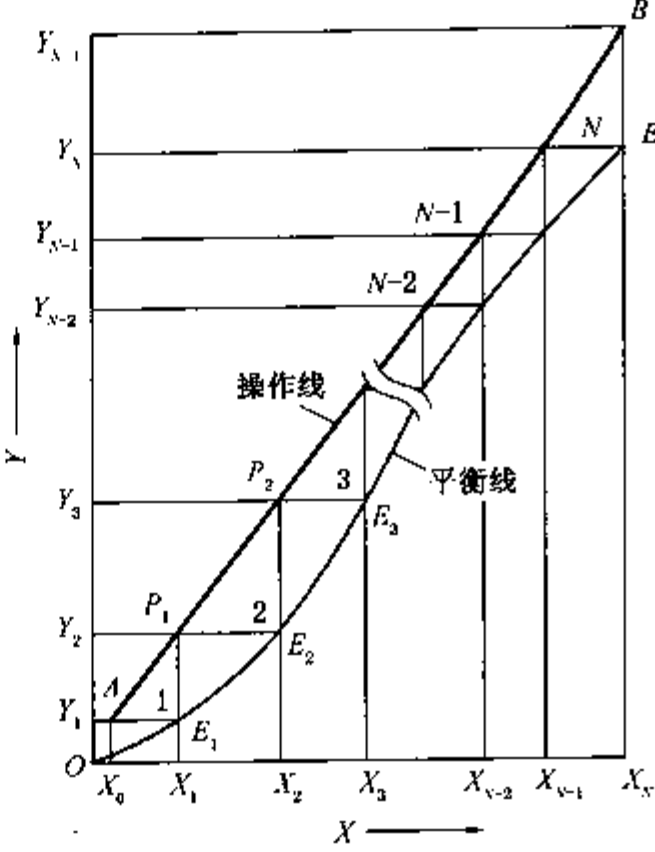


图 10-23 在  $Y-X$  图上求解理论板数的示意图

(二) 解析法

由于离开任一层理论板的气、液两相组成成平衡, 故有

$$Y_1 = mX_1, \dots, Y_N = mX_N \tag{10-63}$$

图 10-22 中  $Y_2$  和  $X_1$  之间的关系符合操作线方程式(10-36)或式(10-36a), 故有

$$V(Y_2 - Y_a) = L(X_1 - X_a)$$

或

$$Y_2 = Y_a + \frac{L}{V}(X_1 - X_a)$$

将式(10-63)中  $X_1 = \frac{Y_1}{m}$  代入上式, 且对塔顶有  $Y_1 = Y_a$ , 故

$$Y_2 = Y_a + \frac{L}{V}\left(\frac{Y_a}{m} - X_a\right) = Y_a + \frac{L}{mV} \cdot Y_a - \frac{L}{mV} \cdot mX_a = (A + 1)Y_a - AmX_a$$

式中  $A = \frac{L}{mV}$  为吸收因数。

同样,  $Y_3$  和  $X_2$  的关系也符合操作线方程式(10-36a), 并应用相平衡方程  $X_2 = \frac{Y_2}{m}$ ,

可得

$$Y_3 = Y_a + \frac{L}{V}(X_2 - X_a) = Y_a + AY_2 + AmX_a$$

$$\begin{aligned}
&= Y_a + A[(A+1)Y_a - AmX_a] - AmX_a \\
&= (A^2 + A + 1)Y_a - (A^2 + A)mX_a
\end{aligned}$$

同理可推知:

$$\begin{aligned}
Y_{N+1} &= (A^N + A^{N-1} + \cdots + A + 1)Y_a - (A^N + A^{N-1} + \cdots + A)mX_a \\
&= \frac{A^{N+1} - 1}{A - 1}Y_a - \frac{A^{N+1} - 1}{A - 1}mX_a + mX_a \quad (\text{当 } A \neq 1)
\end{aligned}$$

所以 
$$Y_{N+1} - mX_a = \frac{A^{N+1} - 1}{A - 1}(Y_a - mX_a)$$

对塔底有  $Y_{N+1} = Y_b$ , 故上式可写成

$$\frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a} = \frac{A^{N+1} - 1}{A - 1} \quad (10-64)$$

在理论板数  $N$  及吸收因数  $A$  为已知的情况下, 可用式(10-64)计算塔顶、底的组成之一。当  $A=1$  时由上式推导可得  $\frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a} = N+1$ 。

为了计算理论板数, 可将式(10-64)改写成

$$\begin{aligned}
A^{N+1} &= \frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a}(A - 1) + 1 \\
A^N &= \frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a}\left(1 - \frac{1}{A}\right) + \frac{1}{A} \\
N \ln A &= \left[\left(\frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a}\right)\left(1 - \frac{1}{A}\right) + \frac{1}{A}\right]
\end{aligned}$$

于是 
$$N = \frac{1}{\ln A} \ln \left[ (1 - S) \frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a} + S \right] \quad (10-65)$$

式中  $S=1/A$  为解吸因数。将式(10-65)和  $N_{OG}$  的计算式(10-61)相比, 可以得出操作线与平衡线都是直线(后者为过原点的直线)时, 理论板数与气相总传质单元数的关系为:

$$\frac{N}{N_{OG}} = \frac{1 - S}{\ln A} = \frac{S - 1}{\ln S} \quad (10-66)$$

通过计算可知, 当  $S < 1$  时  $N < N_{OG}$ ,  $S > 1$  时则  $N > N_{OG}$ 。还可以证明[对式(10-66)求极限], 当  $S=1$  时理论板数  $N$  和气相总传质单元数  $N_{OG}$  相等。

## 五、填料高度和理论板间关系

在填料塔中, 传质效果相当于一块理论板的填料层高度称为等板高度, 用  $HETP$  表示。当吸收过程采用填料塔时, 填料层高度可用式(10-53)计算:

$$h_o = H_{OG} \cdot N_{OG}$$

所以理论板数可以理解为

$$N = h/HETP$$

塔设备的传质有效段的高度可以表示为:

$$h_o = HETP \cdot N \quad (10-67)$$

在板式塔中, 实际操作的塔板由于气液接触时间有限、传质不够充分, 在气、液两相离开塔板时一般不能达到平衡。故为了达到规定的分离要求所需的实际板数  $N_c$  较理论板数为多。这种差别用塔板效率来衡量, 板效率的相关内容可参见第九章。其中全塔板效率或总板



效率  $E_0$  的定义见式(10-68), 板式塔的传质有效段高度可用实际板数与板间距的乘积表示, 板间距的计算在第十二章中进行了描述。

$$E_0 = N/N_e \times 100\% \quad (10-68)$$

在全塔板效率  $E_0$  中包括了传质动力学因素, 其值与物系的性质、塔板的结构及操作条件有关, 须由实验测定。吸收塔  $E_0$  的范围约为 10% ~ 50%。

综上所述可以看出, 填料层高度计算中, 需要联合运用物料衡算、气液平衡和传质速率方程三种关系; 而理论板数的计算中, 只需用到前两种关系, 传质动力学因素则包括在塔板效率之中。

【例 10-8】若例 10-6 中用清水吸收丙酮的分离操作改在板式塔中完成, 已知总板效率  $E_0 = 40\%$ , 求需要多少实际板。

解: 在例 10-6 中已得出解吸因数  $S = 0.714$ , 丙酮回收率为 98% 时, 所需的气相总传质单元数  $N_{OG} = 9.5$ 。

应用式(10-66)可得:

$$\frac{N}{N_{OG}} = \frac{S-1}{\ln S} = \frac{0.714-1}{\ln 0.714} = 0.849$$

所以

$$N = 0.849 \times 9.5 = 8.06$$

实际板数

$$N_e = N/E_0 = 8.06/0.4 = 20$$

## 六、解吸

解吸(脱吸)是吸收的逆过程。其主要目的是使吸收液中的气体溶质释放出来, 达到溶剂的回收, 以便重复使用。工业生产中最常用的解吸方法是使吸收液与惰性气体或水蒸气在塔内逆流接触。如图 10-24(a)所示, 吸收液自塔顶进入, 惰性气体或水蒸气自塔底进入。在接触过程中, 气体溶质逐渐从液相释出, 于是塔底出口为较纯净的溶剂, 塔顶出口为溶质组分和惰性气体或水蒸气的混合物。一般说来, 应用惰性气体的解吸过程, 不能得到纯净的溶质组分, 所以此法多用于溶剂的回收。应用水蒸气的解吸过程, 若溶质组分不溶于水, 则可用出塔气相混合物冷凝分离出水的办法, 得到纯净的溶质组分。前面提到的用洗油吸收焦炉气中粗苯就是用此法回收焦炉气中的粗苯, 并使溶剂得到再生。此外, 溶剂回收还常采用降压闪蒸或精馏等方法, 其原理见第九章。

对于利用惰性气体或水蒸气的解吸过程, 吸收过程所用的设备及计算方法同样适用。由于解吸过程中溶质在液相中的实际浓度总是大于与气相成平衡的浓度, 即  $c > c_e$  或  $x > x_e$ , 所以解吸过程的操作线  $BA$  总是位于平衡线  $OE$  的下方, 如图 10-24(b)所示。所以, 解吸过程的推动力应是吸收过程的相反值, 因此只需将吸收传质速率方程中的推动力前、后项对调, 所得计算公式便可用于解吸。图 10-24 中下标  $a$ 、 $b$  仍分别代表塔顶及塔底截面, 解吸过程和吸收过程相反, 代表塔顶液、气组成的点  $A(X_a, Y_a)$  在右上方, 代表塔底液气组成的点  $B(X_b, Y_b)$  在左下方, 即塔顶是浓端, 塔底为稀端。

当平衡关系可用  $Y_e = mX$  表示时, 对于吸收过程, 曾由  $N_{OG} = \int_{x_a}^{x_b} \frac{dX}{X_e - X}$  出发推得其式(10-62), 对于解吸过程同样可由  $N_{OL} = \int_{x_b}^{x_a} \frac{dX}{X - X_e}$  出发推得此式, 即

$$N_{OL} = \frac{1}{1-A} \ln \left[ (1-A) \frac{mX_a - Y_b}{mX_b - Y_b} + A \right]$$



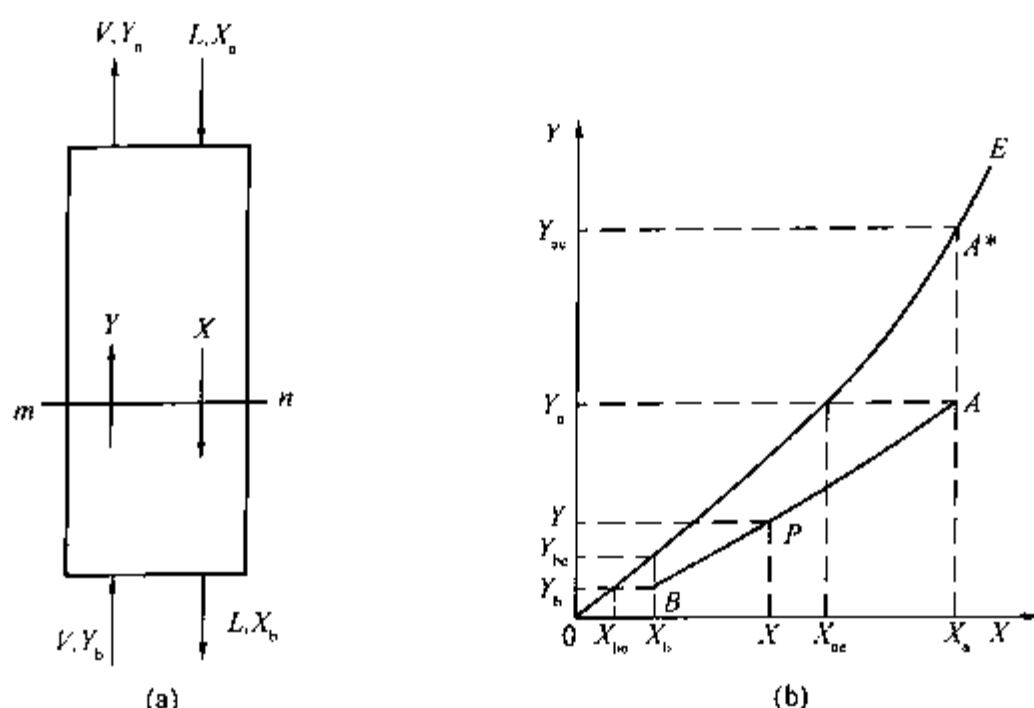


图 10-24 解吸塔的平衡线及操作线

此外，也可导出与式(10-62)对应的理论板数计算公式：

$$N = \frac{1}{\ln S} \ln \left[ (1-A) \frac{mX_a - Y_b}{mX_b - Y_b} + A \right] \quad (10-69)$$

比较式(10-62)与(10-69)可得出，为了达到所规定的解吸任务所需的理论板数与液相总传质单元数之间的关系为

$$\frac{N}{N_{OL}} = \frac{1-A}{\ln S} = \frac{S-1}{S \ln S} = \frac{A-1}{\ln A} \quad (10-70)$$

从式(10-70)与(10-66)的对比，还可得出

$$N_{OL} = S N_{OG} \quad (10-71)$$

**【例 10-9】** 将例 10-7 吸收塔所得的吸收液加热至 120℃ 后送入一个常压解吸塔塔顶，在解吸塔底送入过热水蒸气使吸收液脱苯。脱苯后的洗油(贫油)中粗苯的摩尔分率为 0.005，由塔底排出被冷却至 27℃ 再进入吸收塔顶使用。水蒸气用量为理论最小用量的 1.5 倍。已知塔的操作压力为 101.3kPa，120℃ 下平衡关系为  $Y_c = \frac{3.16X}{1-2.16X}$ ，试求解吸塔的蒸汽用量及所需的理论板数。

**解：**按已知的平衡关系在  $Y-X$  直角坐标系中绘出平衡曲线，如图 10-25 中  $OE$  所示。

从例 10-7 知，进入解吸塔顶的液相中粗苯的摩尔比为  $X_a = 0.119$ ，塔底通入的过热水蒸气中不含芳烃，即  $Y_b = 0$ 。解吸塔排出的贫液中粗苯的摩尔比为

$$X_b = \frac{0.005}{1-0.005} = 0.00503$$

为了求最小气液比，过操作线上代表塔底(稀端)气液组成的端  $B(X_b, Y_b)$  作平衡线  $OE$  的切线，交  $X = X_a = 0.119$  的垂直线于点  $A'$ 。由图上读出点  $A'$  的纵坐标  $Y'_a = 0.45$  则切线  $BA'$  的斜率

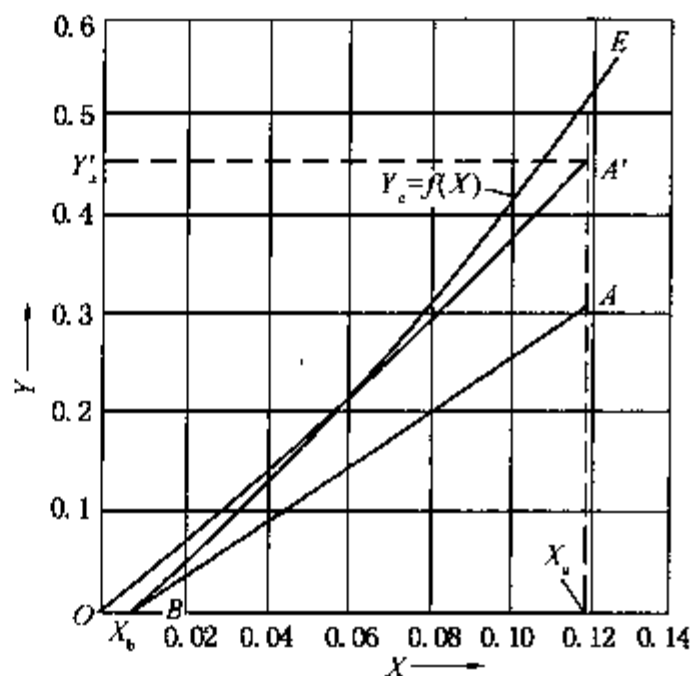


图 10-25 例 10-9 附图 1

即为最大液气比，其倒数即为最小气液比，即

$$\left(\frac{V}{L}\right)_{\min} = \frac{X_a - X_b}{Y'_a - Y_b} = \frac{0.119 - 0.00503}{0.45 - 0} = 0.253$$

实际气液比  $\frac{V}{L} = 1.5 \left(\frac{V}{L}\right)_{\min} = 1.5 \times 0.253 = 0.38$

由例 10-7 知，进入解吸塔的纯洗油(溶剂)的摩尔流量  $L=6.06\text{kmol/h}$ 。

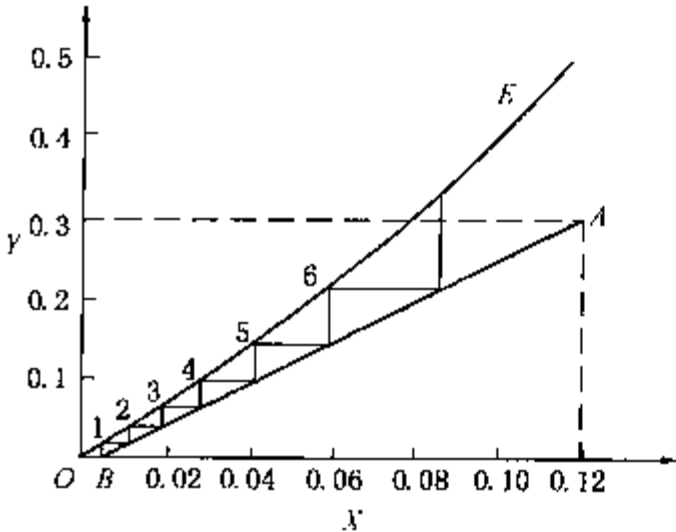


图 10-26 例 10-9 附图 2

实际蒸汽用量为

$$V = L \cdot \left(\frac{V}{L}\right) = 6.06 \times 0.38 = 2.30\text{kmol/h}$$

塔顶混合气中粗苯蒸气的摩尔比可由全塔物料衡算求得，即

$$\begin{aligned} Y_a &= Y_b + \frac{X_a - X_b}{V/L} \\ &= 0 + \frac{0.119 - 0.00503}{0.38} = 0.300 \end{aligned}$$

根据上述数据就可定出解吸操作线上代表塔顶(浓端)液气组成的端点  $A(0.119, 0.300)$ ，直

线  $BA$  即为解吸操作线。

从  $B$  点出发，在平衡线  $OE$  及操作线  $BA$  之间作梯级(见图 10-26)直到所画梯级的  $Y$  值等于或大于  $Y_a$  为止。由图可知该解吸塔所需的理论板数  $N=6.7$ 。

### 第五节 传质系数和传质理论

传质系数对于吸收过程的计算，如同传热系数对于传热过程的计算一样具有十分重要的意义。

传质系数的影响因素很多，主要有体系的物性、设备的类型和尺寸、气液流动状态和操作条件等。由于实际使用的传质设备型式的多样性，塔内流体流动状态的复杂性，迄今尚无传质系数的通用计算方法和计算公式。在吸收过程的设计计算中，传质系数的来源通常有下列几条途径：①实验测定；②选用合适的经验公式求取；③选用合适的准数关联式求取。

实验测定法是获得传质系数的根本途径。但由于条件限制，实际上不可能对每一种物系及每一具体设计条件下的传质系数进行直接测定。一些研究者针对某种典型的或有实际意义的物系，在装有一定规格传质构件的塔设备中，改变操作条件测定相应的传质系数值，然后把它们整理成经验公式。这种传质系数的经验公式形式较简单，用于规定物系及规定条件范围之内时准确性较高。也有一些研究者根据对较为广泛的物系、设备及操作条件下测得的传质系数数据，整理出若干无因次数群之间的关联式。这种关联式具有较好的概括性，可以适用于广泛的范围，但可靠性较差。

#### 一、传质系数的经验公式

在进行吸收塔的设计时，最好有设计条件下总传质系数的实测值。但如果缺乏现成的实验数据，通常可从有关手册或文献中查取合适的经验公式。经验公式是根据特定物系及特定条件下的实验数据整理得出的，因此只适用于相应的物系及试验范围。

下面介绍几个计算体积传质系数及传质单元高度的经验公式。

### (一) 用水吸收氨

这是易溶气体的吸收，传质阻力主要在气相中，液相阻力约占 10% 左右。低浓度气体吸收时，计算气相体积传质系数的经验公式如下：

$$k_G a = 6.07 \times 10^{-4} G^{0.9} W^{0.39} \quad (10-72)$$

式中  $K_G a$ ——气相体积传质分系数， $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})$ ；

$G$ ——气相空塔质量流速， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；

$W$ ——液相空塔质量流速， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

式(10-72)适用于在填充有 12.5mm 陶瓷环形填料的塔内用水吸收低浓度氨气的情况。

### (二) 常压下用水吸收二氧化碳

这是难溶气体的吸收，传质阻力主要集中在液相。计算液相体积传质系数的经验公式如下：

$$k_L a = 2.5 U^{0.96} \quad (10-73)$$

式中  $k_L a$ ——液相体积传质系数， $1/\text{h}$ ；

$U$ ——喷淋密度，即单位时间内喷淋在单位塔截面上的液体体积， $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

式(10-73)的适用条件：喷淋密度  $U$  为  $3 \sim 20 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，气体空塔质量流速  $G$  为  $30 \sim 580 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，直径为  $10 \sim 32 \text{mm}$  的陶瓷环，操作温度  $21 \sim 27^\circ\text{C}$ 。

### (三) 用水吸收二氧化硫

这是具有中等溶解度的气体吸收，在传质总阻力中，气、液两相阻力都占有相当比例。低浓度气体吸收时，计算液相总体积传质系数的经验公式如下：

$$\frac{1}{K_L a} = \frac{1}{k_L a} + \frac{H}{k_G a} = \frac{1}{b W^{0.82}} + \frac{H}{9.9 \times 10^{-4} G^{0.7} W^{0.25}} \quad (10-74)$$

式中  $K_L a$ ， $k_L a$ ——液相总体积传质系数和液相体积传质系数， $1/\text{h}$ ；

$k_G a$ ——为气相体积传质系数， $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa})$ ；

$W$ ——液相空塔质量流速， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；

$G$ ——气相空塔质量流速， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；

$b$ ——常数，其值见表 10-3；

$H$ ——溶解度系数， $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$ ，见表 10-3。

上式是用 25mm 拉西环在  $\phi 200 \text{mm}$  塔内用水吸收空气中  $\text{SO}_2$  的实验数据整理而成的。

表 10-3 式(10-74)中的  $b$  及  $H$  值

温度	10℃	15℃	20℃	25℃	30℃
$10^3 b$	9.3	10.2	11.6	12.8	14.3
$10^2 H$	2.58	2.12	1.79	1.51	1.28

式(10-74)适用于：气体空塔质量流速  $G$  为  $320 \sim 4150 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，液体空塔质量流速  $W$  为  $4400 \sim 58500 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，直径为 25mm 的环形填料。

### (四) 气相及液相传质单元高度 $H_G$ 及 $H_L$ 的计算式

在溶质浓度较低的情况下，体积传质系数  $k_y a$ 、 $k_x a$  也可以通过传质单元高度  $H_G$  及  $H_L$  来关联，其中

$$H_G = \frac{V'}{k_y a \Omega}, H_L = \frac{L'}{k_x a \Omega}$$

式中  $V', L'$ ——气相混合物与液相混合物的摩尔流率，在低浓度下， $V'$ 、 $L'$ 沿塔高变化不大，可视为常数， $\text{kmol/s}$ 。

有些资料及手册中提供了  $H_G$  及  $H_L$  的关联式，这类关联式基本上是属于经验公式的范畴。由于传质单元高度的变化范围比传质系数小得多，再加上关联式中考虑了体系物性的影响，因而可适用于较广泛的范围。以下介绍较常用的一组公式：

$$H_G = \alpha (G')^m (W')^n Sc_G^{0.5} \tag{10-75}$$

$$H_L = \beta (W'/\mu_L)^q Sc_L^{0.5} \tag{10-76}$$

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_G}, Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} \tag{10-77}$$

式中  $H_G, H_L$ ——气相、液相传质单元高度， $\text{m}$ ；  
 $\alpha, m, n, \beta, q$ ——由填料规格和操作范围所决定的常数，见表 10-4 及表 10-5；  
 $G', W'$ ——气相与液相的空塔质量流速， $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ；  
 $Sc_G, Sc_L$ ——气相及液相的施密特数(无因次)，表征物性对传质的影响；  
 $\mu_G, \mu_L$ ——气相、液相的黏度， $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ；  
 $\rho_G, \rho_L$ ——气相、液相的密度， $\text{kg}/\text{m}^3$ ；  
 $D_G, D_L$ ——气相、液相的扩散系数， $\text{m}^2/\text{s}$ 。

表 10-4 式(10-75)中的常数值

填 料 规 格		适 应 范 围		常 数 值		
		$G'$	$W'$	$\alpha$	$m$	$n$
拉西环	25mm	0.27 ~ 0.81	0.68 ~ 6.1	0.557	0.32	-0.51
	28mm	0.27 ~ 0.95	2.03 ~ 6.1	0.689	0.38	-0.40
	50mm	0.27 ~ 1.09	0.68 ~ 6.1	0.894	0.41	-0.45
弧 鞍	13mm	0.27 ~ 0.95	2.03 ~ 6.1	0.367	0.30	-0.24
	25mm	0.27 ~ 1.09	0.54 ~ 6.1	0.461	0.36	-0.40
	38mm	0.27 ~ 1.36	0.54 ~ 6.1	0.652	0.32	-0.45

表 10-5 式(10-76)中的常数值

填 料 规 格		$W'$ 适应范围	$\beta$	$q$
拉西环	25mm	0.54 ~ 20.3	$2.35 \times 10^{-3}$	0.22
	38mm	0.54 ~ 20.3	$2.61 \times 10^{-3}$	0.22
	50mm	0.54 ~ 20.3	$2.93 \times 10^{-3}$	0.22
弧 鞍	13mm	0.54 ~ 20.3	$1.456 \times 10^{-3}$	0.28
	25mm	0.54 ~ 20.3	$1.285 \times 10^{-3}$	0.28
	38mm	0.54 ~ 20.3	$1.366 \times 10^{-3}$	0.28

式(10-75)与式(10-76)适用于低浓度的情况。  
对于低浓度气体吸收过程，从式(10-24)出发不难推出如下公式：

$$H_{OG} = H_G + \frac{H_L}{A} \tag{10-78}$$

式中  $A = \frac{L}{mV} \approx \frac{L'}{mV'}$ ；  $H_{OG} = \frac{V'}{K_y a \Omega}$ 。

由式(10-75)及式(10-76)可以看出，在传质构件类型、尺寸及气、液质量流速相同的情况下，对于两种不同溶质  $A$  与  $A'$  的吸收过程，其传质单元高度与施密特数的 0.5 次方成正比。

$$\frac{(H_L)_{A'}}{(H_L)_A} = \left( \frac{(Sc_L)_{A'}}{(Sc_L)_A} \right)^{0.5} \quad (10-79)$$

当溶剂一定, 溶质浓度很低时, 式(10-79)还可近似写成:

$$(H_L)_{A'} = (H_L)_A \left( \frac{(D_L)_{A'}}{(D_L)_A} \right)^{0.5} \quad (10-79a)$$

根据上式可由吸收某一溶质  $A$  时的  $H_L$  (或  $k_L a$ ) 值推算相同条件下吸收另一溶质  $A'$  时的  $H_L$  ( $k_L a$ ) 值。

【例 10-10】在填充有 50mm 拉西环的填料塔内用水吸收混于空气中的低浓度氨气, 操作温度  $T$  为 293K, 总压  $p$  为 101.3kPa, 亨利系数  $E$  为 76.3kPa。气体、液体的空塔质量流速分别为  $G' = 1.0 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ,  $W' = 2.0 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ , 试估算传质单元高度  $H_G$ 、 $H_L$  及  $H_{OG}$  和传质系数  $k_G a$ 、 $k_L a$ 、 $K_G a$ 。

解: 1. 计算  $Sc_G$  及  $Sc_L$  值

(1) 计算  $Sc_G$  值 因为氨浓度低, 所以混合气的  $\mu$  和  $\rho$  按空气计。查表得知 293K 及 101.3kPa 下空气的  $\mu$  及  $\rho$  分别为

$$\begin{aligned} \mu_G &= 1.81 \times 10^{-5} \text{ Pa} \cdot \text{s} \\ \rho_G &= 1.205 \text{ kg}/\text{m}^3 \end{aligned}$$

查表 8-1 得 273K 及 101.3kPa 时氨在空气中的扩散系数为  $0.198 \text{ cm}^2/\text{s}$ , 则 293K、101.3kPa 时的扩散系数可按式(8-38)计算, 得

$$D_G = 0.198 \left( \frac{293}{273} \right)^{1.75} = 0.224 \text{ cm}^2/\text{s} = 2.24 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

因此

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} = \frac{1.81 \times 10^{-5}}{1.205 \times 2.24 \times 10^{-5}} = 0.67$$

(2) 计算  $Sc_L$  值 因为氨浓度低, 液相性质按水计, 查表得知  $T$  为 293K、 $p$  为 101.3kPa 时水的  $\rho$  及  $\mu$  分别为

$$\begin{aligned} \rho_L &= 998.2 \text{ kg}/\text{m}^3 \\ \mu_L &= 1.005 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s} \end{aligned}$$

从表 8-3 查得 285K 下  $\text{NH}_3$  在稀水溶液中的扩散系数为  $1.64 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ , 又查得 285K 下水的  $\mu$  为  $1.24 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ , 故 293K 下的扩散系数为

$$D_L = 1.64 \times 10^{-9} \left( \frac{298}{285} \right) \left( \frac{1.24}{1.01} \right) = 2.07 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

因此

$$Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} = \frac{1.005 \times 10^{-3}}{998.2 \times 2.07 \times 10^{-9}} = 486$$

## 2. 计算传质单元高度

将各值代入式(10-75)并由表 10-4 中查得  $\alpha$  为 0.894,  $m$  为 0.41,  $n$  为 -0.45, 得到:

$$H_G = \alpha (G')^m (W')^n (Sc_G)^{0.5} = 0.894 (1.0)^{0.41} (2.0)^{-0.45} (0.67)^{0.5} = 0.536 \text{ m}$$

将各值代入式(10-76)并由表 10-5 中查得  $\beta = 2.93 \times 10^{-3}$ ,  $q = 0.22$ , 得到:

$$\begin{aligned} H_L &= \beta (W'/\mu_L)^q (Sc_L)^{0.5} \\ &= 2.93 \times 10^{-3} \left( \frac{2}{1.005 \times 10^{-3}} \right)^{0.22} (486)^{0.5} = 0.343 \text{ m} \end{aligned}$$

用式(10-75)计算  $H_{OG}$  值。对低浓度气体吸收, 式中  $A = \frac{L'}{mV'}$ , 平衡线斜率  $m$  为

$$m = \frac{E}{P} = \frac{76.3}{101.3} = 0.753$$

故 
$$A = \frac{L'}{mV'} = \frac{W'/18}{m(G'/29)} = \frac{2/18}{0.753 \times \left(\frac{1}{29}\right)} = 4.28$$

则 
$$H_{OG} = H_G + \frac{H_L}{A} = 0.536 + \frac{0.343}{4.28} = 0.616m$$

### 3. 计算传质系数

因为 
$$H_G = \frac{V'/\Omega}{k_y a} = \frac{G'/29}{k_y a}$$

所以 
$$k_y a = \frac{G'/29}{H_G} = \frac{1/29}{0.536} = 0.0643 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$$

则 
$$k_G a = \frac{k_y a}{P} = \frac{0.0643}{101.3} = 6.35 \times 10^{-4} \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$$

又因 
$$H_L = \frac{L'/\Omega}{k_x a} = \frac{W'/18}{k_x a}$$

所以 
$$k_x a = \frac{W'/18}{H_L} = \frac{2/18}{0.343} = 0.324 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$$

$$k_L a = \frac{k_x a}{C_m} = \frac{0.324}{998.2/18} = 5.84 \times 10^{-3} \text{ l/s}$$

气相总体积传质系数可由下式求得

$$K_y a = \frac{V'/\Omega}{H_{OG}} = \frac{G'/29}{H'_{OG}} = \frac{1/29}{0.616} = 0.056 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$$

所以 
$$K_G a = \frac{K_y a}{P} = \frac{0.056}{101.3} = 5.53 \times 10^{-4} \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$$

本题气相阻力占总阻力的百分数为

$$\frac{1/k_y a}{1/K_y a} = \frac{H_G}{H_{OG}} = \frac{0.536}{0.616} = 87\%$$

## 二、传质系数的准数关联式

传质系数与对流传热中的对流传热系数  $\alpha$  相仿, 用类似的方法, 根据理论分析和实验结果可以得到用以计算气相及液相传质系数的准数关联式。这种关联式原则上可以适用于多数吸收体系, 但由于影响吸收过程的因素非常复杂, 又受到实验条件的限制, 有些影响因素, 例如液体在填料表面分布均匀与否, 气体通过填料层是否短路或返混等不易在这些关联式中确切地反映出来。因此现有的关联式在完备性、准确性与一致性等方面都很难令人满意。在选用关联式时还应注意其具体应用条件及范围。

下面介绍恩田(Onda)等人导出的、经天津大学传质科研组修正、使应用范围扩大到包括开孔填料的准数关联式。恩田等人把填料的润湿表面当作有效传质面积, 并把润湿表面  $a$  和传质系数  $k_G$ 、 $k_L$  分别进行计算, 然后把它们相乘而得到体积传质系数  $k_G a$  及  $k_L a$ 。

(一) 计算润湿表面  $a$  的关联式

$$\frac{a}{a_1} = 1 - \exp\left[-1.45 \times \left(\frac{\sigma_c}{\sigma}\right)^{0.75} \cdot Re_L^{0.1} \cdot Fr_L^{-0.05} \cdot We^{0.2}\right] \quad (10-80)$$

式中  $a, a_t$ ——单位体积填料层的润湿表面积及总表面积,  $\text{m}^2/\text{m}^3$ ;  
 $\sigma, \sigma_c$ ——液体的表面张力及填料材质的临界表面张力(见表 10-6),  $\text{N/m}$ ;  
 $Re_L$ ——表征液体沿填料表面流动状况的雷诺数,  $Re_L = \frac{W'}{a_t \mu_L}$ (无因次), 其中  $W'$  为液  
体的空塔质量流速 [ $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ];  
 $Fr_L$ ——液体的弗鲁特(Froude)数,  $Fr_L = \frac{(W')^2 a_t}{\rho_L^2 g}$ (无因次), 反映重力的影响, 其  
中  $g$  为重力加速度,  $g = 9.81 \text{ m/s}^2$ ;  
 $We_L$ ——液体的韦伯(Weber)数,  $We_L = \frac{(W')^2}{\rho_L \sigma a_t}$ , 反映液体表面张力的影响, 无因次。  
 $\sigma_c/\sigma$  是考虑到填料材质被液体润湿的能力不同而引入的无因次数群。

表 10-6 填料材质的  $\sigma_c$

材 质	$\sigma_c/\text{N} \cdot \text{m}^{-1}$	材 质	$\sigma_c/\text{N} \cdot \text{m}^{-1}$
钢	0.075	聚氯乙烯	0.040
玻 璃	0.073	聚乙烯	0.033
陶 瓷	0.061	表面涂石蜡	0.020
石 墨	0.056		

(二) 计算气相传质系数  $k_G$  的关联式

$$Sh_G = \theta \cdot Re_G^{0.7} \cdot Sc_G^{1/3} \cdot (a_t d_p)^{-2.0} \tag{10-81}$$

式中  $\theta$ ——系数, 和填料规格有关, 一般环形和鞍形填料  $\theta = 5.23$ , 小于 15mm 的填  
料  $\theta = 2.00$ ;  
 $a_t d_p$ ——反映填料类型影响的无因次数群, 其中  $d_p$  为填料的名义尺寸,  $(a_t d_p)$  值可按填  
料特性数据计算, 也可按表 10-7 取值;  
 $Sh_G$ ——为气相的施伍德(Sherwood)数,  $Sh_G = \frac{k_G RT}{a_t D_G}$ , 它包含待求的传质系数, 但这一  
形式只适用于低浓度气体, 对高浓度气体应写成  $Sh_G = \left(\frac{k_G RT}{a_t D_G}\right) \left(\frac{p_{Rm}}{p}\right)$ , 其中  $R$   
为气体常数,  $T$  为气体温度;  
 $Re_G$ ——气体通过填料层的雷诺数,  $Re_G = \frac{G'}{a_t \mu_G}$ , (无因次), 其中  $G'$  为气体的空塔质量  
流速;  
 $Sc_G$ ——气相施密特数,  $Sc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G}$ , 反映物性对气相传质系数的影响, 无因次。

表 10-7 若干填料的形状修正系数  $\psi$  及  $a_t d_p$

填料类型	$\psi$	$a_t d_p$	填料类型	$\psi$	$a_t d_p$
球	0.72	3.4	鲍尔环(米字筋)	1.36	(待测, 约 5.9)
圆 棒	0.75	3.5	阶梯环	1.47	
拉西环	1	4.7	鲍尔环(井字筋)	1.53	
弧 鞍	1.19	5.6			



(三) 计算液相传质系数  $k_L$  的关联式

$$k_L \left( \frac{\rho_L}{\mu_L g} \right)^{1/3} = 0.0095 \times (Re'_L)^{2/3} \cdot (Sc_L)^{-1/2} \cdot \psi^{0.4} \quad (10-82)$$

式中  $\psi$ ——填料的形状修正系数, 其值见表 10-7;

$Re'_L$ ——液体通过填料层的雷诺数,  $Re'_L = \frac{W'}{a\mu_L}$ , 它与  $Re_L$  的区别在于  $Re_L$  中用  $a_i$  而  $Re'_L$  中用  $a$ ;

$Sc_L$ ——液相的施密特数,  $Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L}$ , 反映液体的物性的影响。

【例 10-11】 若已知例 10-10 中填料的  $a_i = 190 \text{ m}^2/\text{m}^3$ , 试用恩田等人的关联式[式 (10-80) ~ (10-82)] 计算上例中的  $k_G a$  及  $k_L a$  值。

解: 1. 求润湿表面积  $a (\text{m}^2/\text{m}^3)$

由表 10-6 得:  $\sigma_c = 0.061 \text{ N/m}^2$ ,  $20^\circ\text{C}$  下水的表面张力  $\sigma = 0.0727 \text{ N/m}^2$ , 所以

$$\left( \frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{0.75} = \left( \frac{61}{72.7} \right)^{0.75} = 0.877$$

$$Re_L^{0.1} = \left( \frac{W'}{a_i \mu_L} \right)^{0.1} = \left( \frac{2}{93 \times 1.005 \times 10^{-3}} \right)^{0.1} = 1.36$$

$$Fr_L^{-0.05} = \left( \frac{(W')^2 a_i}{\rho_L^2 g} \right)^{-0.05} = \left( \frac{2^2 \times 93}{998.2^2 \times 9.81} \right)^{-0.05} = 1.66$$

$$We^{0.2} = \left[ \frac{(W')^2}{\rho_L \sigma a_i} \right]^{0.2} = \left( \frac{2^2}{998.2 \times 0.0727 \times 93} \right)^{0.2} = 0.226$$

代入式(10-80)得

$$\frac{a}{a_i} = 1 - \exp(-1.45 \times 0.877 \times 1.36 \times 1.66 \times 0.226) = 0.447$$

$$a = 0.447 \times 93 = 44.36 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

2. 用式(10-81)计算  $k_G$ , 再求  $k_G a$

$$Re_G^{0.7} = \left( \frac{G'}{a_i \mu_G} \right)^{0.7} = \left( \frac{1}{93 \times 1.81 \times 10^{-5}} \right)^{0.7} = 87.44$$

$$Sc_G^{1/3} = 0.67^{1/3} = 0.875$$

$$R = 8.314 \text{ kJ}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$$

对于 50mm 拉西环  $\theta = 5.23$ , 由表 10-7 查得  $a_i d_p = 4.7$ , 故

$$(a_i d_p)^{-2.0} = 4.7^{-2} = 0.0453$$

$$\frac{RT}{a_i D_G} = \frac{8.314 \times 293}{93 \times 2.24 \times 10^{-5}} = 1.17 \times 10^6 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa}/\text{kmol}$$

将上式已知数据代入式(10-81), 得

$$k_G \times 1.17 \times 10^6 = 5.23 \times 87.44 \times 0.875 \times 0.453$$

$$k_G = 1.54 \times 10^{-5} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$$

$$k_G a = 1.54 \times 10^{-5} \times 44.36 = 6.83 \times 10^{-4} \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$$

3. 由式(10-82)计算  $k_L$ , 再求  $k_L a$

$$\left( \frac{\rho_L}{\mu_L g} \right)^{1/3} = \left( \frac{998.2}{1.005 \times 10^{-3} \times 9.81} \right)^{1/3} = 46.6 \text{ s/m}$$

$$(Re'_L)^{2/3} = \left( \frac{W'}{a\mu_L} \right)^{2/3} = \left( \frac{2}{44.36 \times 1.005 \times 10^{-3}} \right)^{2/3} = 12.63$$

$$(Sc_L)^{-1/2} = 486^{-1/2} = 0.0454$$

再由表 10-7 查得拉西环的填料形状系数  $\Psi=1$ ，将上述数据代入式(10-82)得

$$46.6 \times k_L = 0.0095 \times 12.63 \times 0.0454$$

所以

$$k_L = 1.17 \times 10^{-4} \text{ m/s}$$

$$k_L a = 1.17 \times 10^{-4} \times 44.36 = 5.19 \times 10^{-3} \text{ L/s}$$

#### 4. 计算 $K_G a$

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{Hk_L} \text{ 或 } \frac{1}{K_G a} = \frac{1}{k_G a} + \frac{1}{Hk_L a}$$

式中， $H$  为溶解度系数，由式(10-4)可知， $H = \frac{c_M}{E}$ ， $c_M \approx \frac{\rho_s}{M_s} = \frac{998.2}{18} = 55.4 \text{ kmol/m}^3$ ，因此

$$H = \frac{55.4}{76.3} = 0.727$$

所以

$$\frac{1}{K_G a} = \frac{1}{6.83 \times 10^{-4}} + \frac{1}{0.727 \times 5.19 \times 10^{-3}} = 1729$$

$$K_G a = 5.78 \times 10^{-4} \text{ kmol/(m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa)}$$

将上述结果和例 10-9 比较，本例  $k_G a$  值约高 7.5%， $k_L a$  值约低 11%， $K_G a$  值约高 4.5%。

### 三、对流传质的理论模型

对流传质现象非常复杂，和对流传热相仿，通常把对流传质速率写成传质系数和推动力的乘积形式，如式(8-41)、式(8-42)。这种处理方法的出发点是依靠实验来确定对流传质系数及其影响因素，再将实验数据归纳成传质系数的一般准数关联式，从而解决传质速率的问题。但这种方法并未对对流传质过程作理论上的探讨。为了从理论上说明传质过程的机理，揭示传质系数的主要影响因素及其间的定量关系，从而对现有传质过程设备的分析和改进、适宜操作条件的选择、新型高效设备的开发等作出指导，近几十年来作过不少研究。不同的研究者根据各自对过程的理解，在考虑主要影响因素的基础上，相继提出了多种假想的对流传质的理论模型——对流传质的简化物理图像，对其进行适当的数学描述，即得数学模型，然后对数学模型进行解析求解便可得出传质系数的理论式，把该理论式和实验结果进行比较，便可检验其准确性和合理性。下面介绍三个重要的对流传质模型。

#### (一) 膜模型

第八章已经对该模型作过介绍，膜模型是最早也是最简化的对流传质模型，是奈斯特(Nernst)在 1904 年首先提出的。如图 8-7 所示，其基本论点如下：在界面上流体的流动不论是层流还是湍流，对流传质的全部阻力集中在紧靠界面上的一层停滞不动的膜中，膜中的传质是稳态的分子扩散，该膜对分子扩散的传质所提供的阻力等于实际对流传质过程的阻力。在上述膜模型的基础上，1923 年惠特曼提出了气液两相传质的双膜模型，该模型如图 10-7 所示，其要点是：在气液界面两侧分别存在一层停滞的气膜和液膜，其厚度为  $\delta_G$

及 $\delta_L$ ，全部传质阻力集中于该两层停滞膜中，膜中的传质是稳态的分子扩散。该模型的提出使吸收问题的分析和计算由基本凭经验到有一定的理论指导，可用于相界面无明显扰动的气-液和液-液传质过程。但对于某些湍动很激烈的新型气液传质设备或产生界面自发扰动的液-液系统，存在这种设想的停滞膜并不符合实际情况。

根据膜模型，吸收过程中气液两相各自的传质系数可写成：

气相

$$k_c = \frac{D_G}{RT\delta_c} \left( \frac{P}{p_{Bm}} \right)$$

液相

$$k_L = \frac{D_L}{\delta_L} \left( \frac{c_M}{c_{Bm}} \right)$$

由上两式表明，膜模型的传质系数与扩散系数 $D$ 的一次方成正比。至于其他因素对传质系数的影响，如流体的密度、黏度及流动状况等，都归并在有效膜厚 $\delta_L$ 或 $\delta_c$ 之中， $\delta_L$ 或 $\delta_c$ 则称为膜模型的模型参数。但实验所得式(10-75)、式(10-76)、式(10-81)及式(10-82)却表明传质系数更接近于与扩散系数的0.5~0.67次方成正比。此外，膜模型认为当气液两相最初接触，开始传质时，两相膜内由原来无浓度梯度到建立起稳定的浓度梯度的过渡时间，短到可以忽略。这些都是膜模型的不足之处。

(二) 溶质渗透模型

溶质渗透模型由希格比(Higbie)于1935年提出，它考虑了膜模型所忽略的在膜中形成浓度梯度的过渡时间。

该模型将液相中的对流传质过程简化如下：当浓度为 $c_0$ 的均匀液体与气体接触时，液相界面上便立刻达到与气相成平衡的浓度 $c_i$ 。因为 $c_i > c_0$ ，所以溶质开始向液膜内部扩散，随着气液接触时间 $\tau$ 的增加，向深度( $Z$ 轴)方向的渗入不断前进。液相内溶质浓度分布随时间 $\tau$ 的变化如图10-27所示。可以根据图中曲线确定某一时刻、从相界面到扩散所至位置

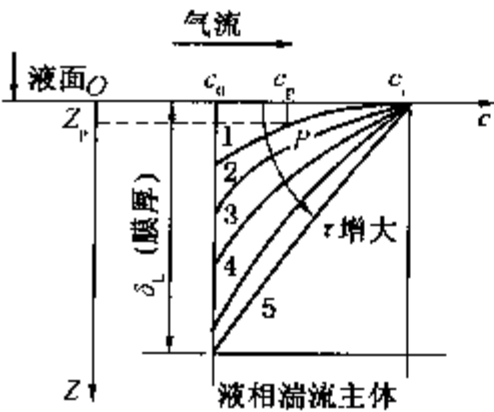


图 10-27 溶质渗透模型示意图

之间任意位置的液相浓度，在此以外溶质扩散未达到的液体中浓度仍为均匀的 $c_0$ 。当 $\tau$ 很短时，溶质的渗入也很浅，液膜中的浓度分布如图中的曲线1所示，这时界面处的瞬时浓度梯度很大，因而瞬间传质速率也很大，随着时间 $\tau$ 的延续，溶质的渗入深度逐渐增大，使得相界面与液膜内的瞬时浓度梯度缩小，传质速率也逐渐减小，如曲线2~曲线4所示。对曲线5来说，溶质已开始渗过液膜向湍流主体传递，因为膜外( $Z > \delta_L$ )混合强烈，浓度保持在主体浓度 $c_0$ 不变，而膜内浓度分布也不再随时间 $\tau$ 变化，所以溶质渗透过程已经完成，过渡到了稳定的膜模型，其浓度梯度和传质速率达到最小值。

但实际上，在填料塔中液体沿填料表面流过其交接处时，将发生混和而使液体浓度均匀化。也就是说，在液体下流过程中，每隔一定时间 $\tau_0$ 发生一次完全的混和，在 $\tau_0$ 时间内液膜要重新建立浓度梯度。而且由于溶质在液相中的扩散系数很小，溶质从界面进入液膜到建立起稳定浓度梯度的时间通常比相邻二次混和的间隔 $\tau_0$ 还长，也就是说当渗透过程只进行到层流膜内的某一位置时，又在新的浓度梯度下开始了新的渗透过程。因此，在 $\tau_0$ 时间内，始终存在一个溶质从相界面向液膜深度方向逐步渗透的不稳定扩散过程。

由上述可知，按溶质渗透模型预计的传质速率(时间平均值)要比膜模型大。经过推导，

若相邻二次混和之间的气液接触时间  $\tau_0$  很短，以致溶质渗入深度仅占液膜厚度  $\delta_L$  的一小时，可得出液相传质系数(时间平均值)的理论公式为：

$$k_L = \sqrt{\frac{D}{\pi \tau_0}} \quad (10-83)$$

上式表明  $k_L$  和扩散系数的 0.5 次方成正比，与实验数据较为接近。式中  $\tau_0$  为模型参数，是指相邻二次混和之间的时间，可称为溶质渗透时间，此值只有在少数简单情况下才能准确得出。因此，此模型的实际应用受到了限制。

溶质渗透模型的基础仍然是膜模型，主要针对液膜控制(难溶气体)的吸收过程，它的主要贡献是揭示了液膜中浓度梯度形成的过程是一个不稳定扩散的过程，并指出了液体定期混和对传质的影响。

### (三) 表面更新模型

表面更新模型由丹克沃茨(Danckwerts)于 1951 年提出，该模型的主要特点是摒弃了停滞膜的概念，它将液相中的对流传质简化如下：湍流流动的液体在下流过程中，表面不断更新，即湍流流体中的某些旋涡能直接在湍流主体与界面之间移动，使液体表面能够不断地为湍流区移来的一个个液体单元所更新，一个单元在界面停留一短时间后，又为新移来的单元所置换，而它又返回到湍流区。界面处液体单元的置换是随机的，这些单元以上述不稳定扩散方式从气体中吸收溶质，因界面的不断更新使过程大大强化，原来需要通过分子扩散过程才能将溶质传至湍流主体，现在通过表面更新，深处的液体就有机会直接与气体接触以吸收溶质。

按此模型作出数学描述，经解析求解后得出液相对流传质系数的理论式为：

$$k_L = \sqrt{Ds} \quad (10-84)$$

式中  $s$  为模型参数，定义为单位时间内表面被更新的百分率，或称为更新频率。显然，液体的湍动愈激烈，则  $s$  愈大。上式表明  $k_L$  也与扩散系数  $D$  的 0.5 次方成正比。由于目前在一般情况下  $s$  值还不能测得，故此模型的实际应用也受到很大限制。

表面更新模型与溶质渗透模型的基本区别在于，前者认为表面更新是随时进行的过程，而后者则认为表面更新过程是每隔  $\tau_0$  时间周期性地进行一次。

后来还有人提出过一些其他模型，虽然这些模型还不足据以进行传质设备的设计计算，但这样的理论研究有助于更深刻地揭示传质过程的实质——非稳态扩散和表面更新，指明传质的强化途径。

就传质模型的实际应用来说，迄今为止膜模型仍是传质设备设计的主要依据。

## 第六节 其他条件下的吸收

### 一、非等温吸收

前面讨论的吸收计算，都是假定在吸收过程中，塔内气、液温度不变，即为等温吸收。实际上，在气体吸收过程中总会产生溶解热，当有化学反应发生时，还要放出反应热。因此吸收塔内液相温度是随着液相中溶质浓度的增加而升高的，即为非等温吸收。只有当气体中溶质浓度不高、液气比较大、又没有显著热效应时，或吸收设备散热良好或在塔内加装冷却器能及时取走过程释放的热量、维持液相温度基本不变时，才可按等温吸收处理，并按塔

顶、塔底温度的平均值来确定平衡关系。对于非等温吸收，液体温度上升，溶质的平衡分压增加，所以平衡曲线向上移动，吸收推动力变小。因而，完成规定的分离任务将比等温吸收需要更大的液气比，或更高的填料层或更多的塔板数。

对于非等温吸收，为了简化计算可作如下假定：溶剂汽化量很少，由汽化带走的热量可忽略不计；气体比热容很小，由气体温升带走的热量可忽略不计；不计热损失，即过程是绝热的。

可溶组分在溶解过程中所释放出的热量大小可用微分溶解热  $\Phi$  来表示。微分溶解热  $\Phi$  指的是 1kmol 溶质溶解于浓度为  $x$  的大量溶液中所产生的热量，它随着溶液浓度的增高而降低。图 10-28 为氨溶于水的微分溶解热与溶液浓度  $x$  (摩尔分率) 之间的关系。

由上述假定可知，吸收过程所释放出的热量将全部用于液体温度的升高。于是，对微元填料层作热量衡算(见图 10-29)可得：

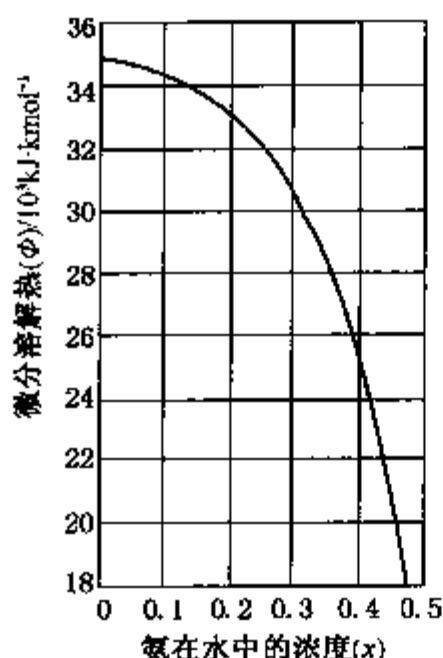


图 10-28 氨在水中的微分溶解热

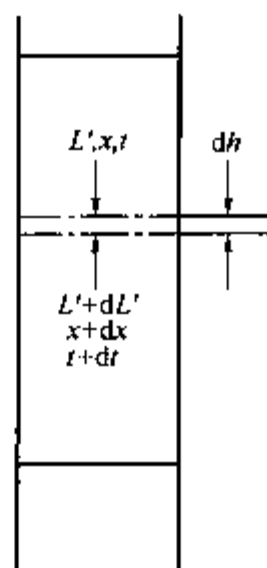


图 10-29 流经微元塔高后液体的流量、浓度、温度的变化

$$\Phi d(L'x) = c_L d(L't)$$

即

$$\Phi L' dx + \Phi x dL' = c_L L' dt + c_L t dL' \quad (10-85)$$

式中  $L'$ ——溶液的摩尔流量，kmol/s；

$c_L$ ——溶液的平均比热容，kJ/(kmol·℃)。

上式中的  $\Phi x dL'$ 、 $c_L t dL'$  分别与  $\Phi L' dx$ 、 $c_L L' dt$  相比可忽略不计，故热量衡算式简化为

$$c_L dt = \Phi dx \quad (10-86)$$

现将吸收塔自上而下分成若干段，每段的浓度变化为  $\Delta x$ 。根据式(10-86)，对第  $n$  塔段的热量衡算式可近似写成[见图 10-30(a)]：

$$c_L(t_n - t_{n-1}) = \bar{\Phi}(x_n - x_{n-1})$$

或

$$t_n = t_{n-1} + \frac{\bar{\Phi}}{c_L} \Delta x \quad (10-87)$$

式中  $t_n, t_{n-1}$ ——离开和进入第  $n$  段的液相温度，℃；

$x_n, x_{n-1}$ ——离开和进入第  $n$  段的液相浓度(摩尔分率)；

$\bar{\Phi}$ ——第  $n$  段的平均微分溶解热，取  $x_{n-1}$  至  $x_n$  范围内  $\Phi$  的平均值，kJ/kmol。

当塔顶液相浓度  $x_0 = x_s$  及温度  $t_0 = t_s$  为已知，利用式(10-87)可逐段算出不同  $x$  值处

的液相温度。然后根据每一组对应的  $x$ 、 $t$  值，根据平衡关系找出与之成平衡的气相组成  $y_e$ ，即可确定塔内两相的实际平衡关系。若有现成的不同温度下的溶解度曲线，则可从各液相浓度  $x$  处引垂线和相应温度  $t$  下的溶解度曲线相交，各交点的纵坐标，即平衡浓度  $y_e$ ，连接这些交点所得的曲线即为塔内的实际平衡曲线如图 10-30(b) 所示。

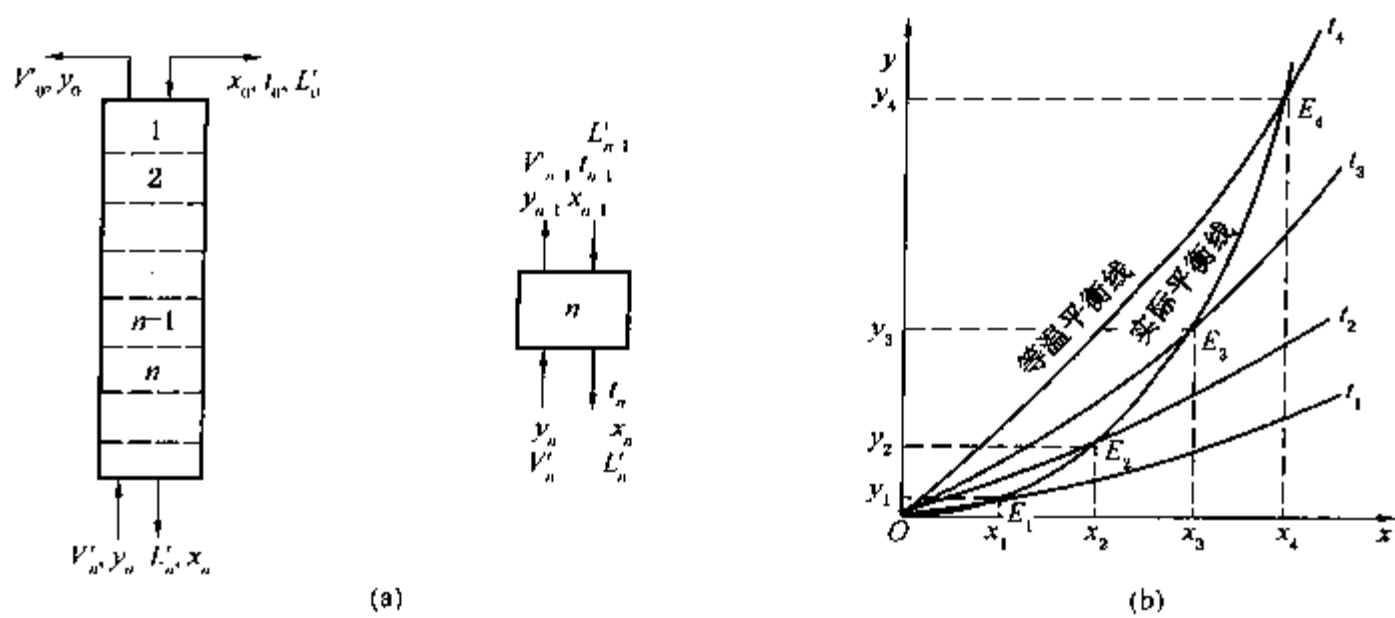


图 10-30 绝热吸收平衡线的作图法

**【例 10-12】** 在总压  $p$  为 101.3kPa 下，用清水逆流吸收空气—氨混合气中的氨。进塔水温为 25℃，出塔吸收液中  $\text{NH}_3$  的摩尔分率为 0.08。上述浓度范围内  $\text{NH}_3$  水溶液的比热容近似取水的比热容  $c_L = 75, 4\text{kJ/kmol} \cdot \text{K}$ 。试求该吸收塔内的实际平衡曲线。

**解：**(1) 将吸收塔中液相浓度  $x$  的变化范围 0 ~ 0.08 自上而下分成四等分，每段浓度变化  $\Delta x = 0.02$ ，离开各段的液相浓度  $x$ 、相应的微溶解热  $\Phi$  (查图 10-28) 及每一段的平均微分溶解热  $\bar{\Phi}$  值分别列于本题附表第一、二、三列中。

(2) 按式(10-87)从  $t_0 = 25^\circ\text{C}$ 、 $x_0 = 0$  出发逐段算出离开各段的液相温度

$$t_n = t_{n-1} + \frac{\Delta x}{c_L} \bar{\Phi} = t_{n-1} + 2.65 \times 10^{-4} \bar{\Phi}$$

当  $n = 1$  时

$$t_1 = t_0 + 2.65 \times 10^{-4} \times 34850 = 34.2^\circ\text{C}$$

取  $n = 2, 3, 4$  重复上述计算，求出离开各段的液相温度，其值列于附表第四列中。

(3) 不同温度下，不同浓度的氨水溶液上方氨的平衡分压可由图 10-2 查取，也可按下式计算：

$$\lg p_{\text{NH}_3} = 1.1 \lg x + 8.92 - \frac{1750}{T}$$

式中  $x$ ——溶液中氨的摩尔分率；

$T$ ——绝对温度，K；

$p_{\text{NH}_3}$ ——氨的平衡分压，mmHg (1mmHg = 133.3Pa)。

根据  $p_{\text{NH}_3}$  及总压值可算出该温度下与  $x$  成平衡的气相组成  $y_e$ 。将此值列于本题附表第五列中。由表中  $x$ 、 $y_e$  数据绘制出绝热吸收时塔内的实际平衡曲线，如图 10-31 所示。

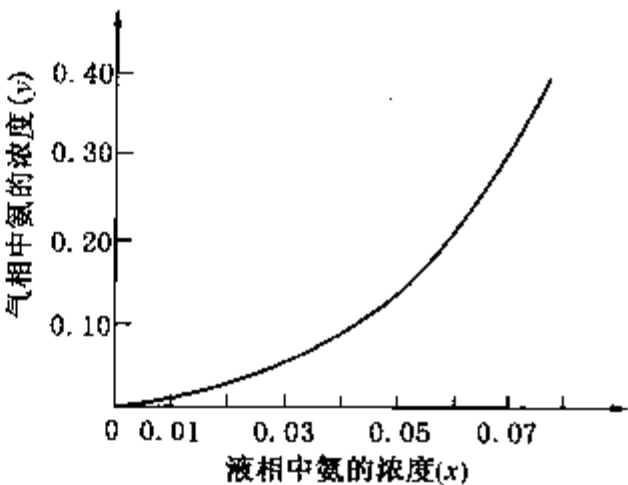


图 10-31 氨水绝热吸收时的平衡曲线



例 10-12 附表 绝热吸收时的相平衡关系

$x$	$\phi/\text{kJ} \cdot \text{kmol}^{-1}$	$\bar{\phi}/\text{kJ} \cdot \text{kmol}^{-1}$	$t/^\circ\text{C}$	$y_e$
0	34900	34850	25	0
0.02	34800		34.2	0.0298
0.04	34700		43.4	0.0924
0.06	34600		52.6	0.209
0.08	34400		61.7	0.401

二、多组分吸收的计算

混合气中有二个或二个以上组分同时被吸收的操作称为多组分吸收。炼焦工业中用洗油吸收焦炉气中的苯、甲苯、二甲苯等组分以及用挥发性极低的烃类来吸收石油裂解气中的多种烃类组分，使之与其中的  $\text{CH}_4$ 、 $\text{H}_2$  分离，都属多组分吸收。后者是目前中、小型石油化工生产中由裂解气获得烃类气体(乙烯、丙烯、丁烯)的重要方法。

烃类吸收气态烃所形成的溶液可视为理想溶液，对于任一组分  $i$  都成立：

$$y_{ie} = m_i x_i$$

(10-88)

- 式中  $x_i$ ——液相中组分  $i$  的摩尔分率；
- $y_{ie}$ ——与液相成平衡的气相中组分  $i$  的摩尔分率；
- $m_i$ ——组分  $i$  的相平衡常数，其值除取决于体系性质及温度与压力。对于由烷烃和烯烃所构成的溶液，各组分的相平衡常数值可从第九章图 9-2 所示的  $p-t-k$  列线图中查得(其中  $k$  值即  $m$  值)。

对于多组分吸收

$$y_i = \frac{Y_i}{1 + \sum_{i=1}^n Y_i}$$

$$x_i = \frac{X_i}{1 + \sum_{i=1}^n X_i}$$

- 式中  $Y_i$ ——气相中溶质组分  $i$  对惰性组分的摩尔比；
- $X_i$ ——液相中溶质组分  $i$  对纯溶剂的摩尔比；
- $n$ ——溶质组分的数目。

把上二式代入式(10-88)，得

$$\frac{Y_{ie}}{1 + \sum_{i=1}^n Y_{ie}} = m_i \frac{X_i}{1 + \sum_{i=1}^n X_i}$$

或 
$$Y_{ie} = m_i X_i \frac{1 + \sum_{i=1}^n Y_{ie}}{1 + \sum_{i=1}^n X_i}$$

(10-89)

对于溶剂量很大的低浓度气体吸收过程，上式中的  $\sum_{i=1}^n Y_{ie}$  及  $\sum_{i=1}^n X_i$  均很小，因此式



(10-89)可简化为

$$Y_{ie} = m_i X_i \quad (10-90)$$

式中  $Y_{ie}$ ——与液相成平衡的气相中组分  $i$  的摩尔比。

由式(10-90)可知,在  $Y-X$  坐标图中各溶质组分的平衡线是一组通过原点的直线,由于各溶质组分的  $m_i$  值互不相同,因此平衡线的斜率都不相同。同时,在进、出塔的气流与液流中,各组分的浓度都不一样,因而每一组分都有自己的操作线。对溶质组分  $i$  列操作线方程为

$$Y_i = \frac{L}{V} X_i + \left( Y_{in} - \frac{L}{V} X_{in} \right) \quad (10-91)$$

式中  $Y_i, X_i$ ——任一截面处气、液相中溶质组分  $i$  的摩尔比;

$Y_{in}, X_{in}$ ——塔顶处气、液相中组分  $i$  的摩尔比;

$L/V$ ——液气比,常数。

因各溶质组分的操作线斜率相同,所以各组分的操作线是一组相互平行的直线。

以板式塔为例,通常给定:进塔气体的温度、流量及组成;进塔液体的温度及组成;塔的操作压力。有待确定的量是:液气比  $L/V$  (或液体流量),所需的理论板数及任一组分的吸收率。在这三个量中,只要确定其中任意两个,第三个量便随之而定。例如,若液气比及某一组分的吸收率被确定,则所需的理论板数及其他组分的吸收率都随之而定,不得任意规定。

因此,多组分吸收的计算,通常是根据工艺要求,首先规定某一溶质组分的吸收率或出塔气相中该组分的浓度,据此决定液气比及所需的理论板数。再根据此理论板数计算其他溶质组分的吸收率及出塔气体与出塔液体的组成。这个首先被规定了分离要求的组分称为关键组分,它是在吸收操作中具有关键意义、必须保证其吸收率达到预定指标的组分。例如,处理石油裂解气的油吸收塔,其主要目的是回收裂解气中的乙烯,因此乙烯是关键组分。一般要求乙烯的吸收率达到 98%~99%。

图 10-32 表示有 H、K、L 三个溶质组分的某低浓度气体吸收过程,其中直线  $OE_H$ 、 $OE_K$  及  $OE_L$  分别为这三个组分的平衡线,直线  $A_H B_H$ 、 $A_K B_K$  及  $A_L B_L$  分别为这三个组分的操作线(进塔液相中这三个溶质组分的浓度皆为零),它们互成平行。对于这样的系统,可用图解法及解析法进行计算。

#### (一) 图解法

(1) 首先根据工艺要求选定关键组分(如选组分 K)。根据关键组分的相平衡曲线  $OE_K$ , 及气体进、出塔浓度  $Y_{Kb}$ 、 $Y_{Ka}$ , 液体进塔浓度  $X_{Ka}$  定出最小液气比, 继而定出操作液气比  $L/V$  (通常是使  $L/V \approx m_K$ , 即关键组分 K 的吸收因数  $A_K = \frac{V/L}{m_K} \approx 1$ )。然后据此液气比作出 K 组分的操作线  $A_K B_K$ 。由  $A_K$  点出发在平衡

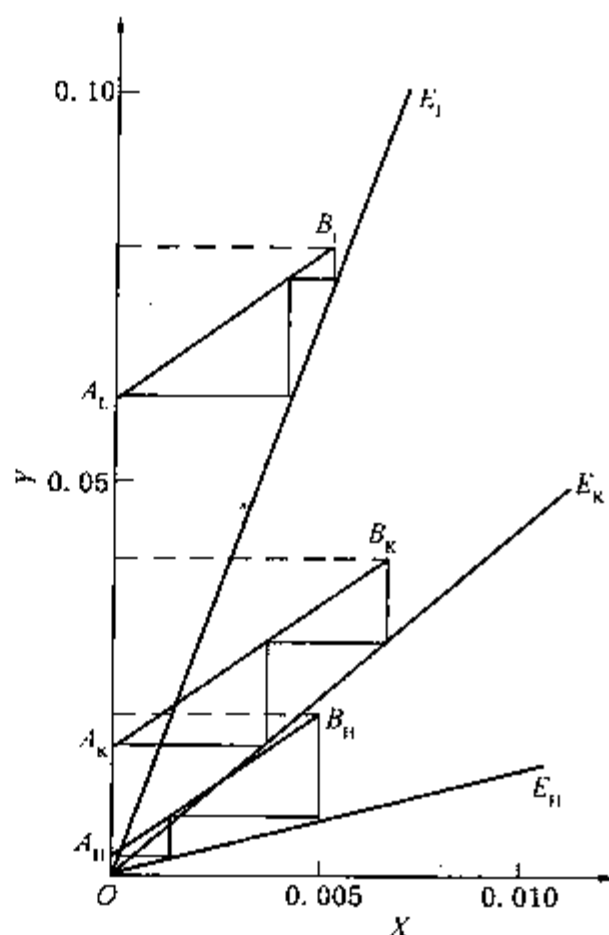


图 10-32 多组分吸收的操作线与平衡线

线  $OE_K$  与操作线  $A_K B_K$  之间作梯级, 求得达到关键组分分离要求所需的理论板数  $N$ , 图中  $N=2$ 。

(2) 根据所求得理论板数  $N$ , 用试差作图法定出组分  $H$  及  $L$  的操作线。试差的依据是: 这些组分(如  $H$ 、 $L$ )的操作线与关键组分  $K$  的操作线相互平行; 又因各组分在进塔气、液中的组成( $Y_{ib}$  及  $X_{ia}$ )都是已知的, 故操作线的一端  $A_i$  必在垂直线  $X = X_{ia}$  上, 而另一端  $B_i$  必在水平线  $Y = Y_{ib}$  上; 只要在这些组分的平衡线及操作线之间作梯级使其恰等于  $N$ , 则所得的操作线即为所求, 如图 10-32 中  $A_H B_H$  及  $A_L B_L$  所示。从而  $H$ 、 $L$  组分的吸收率及其在出口气、液相中的组成也随之而定。

## (二) 解析法

对于单组分吸收当平衡线符合  $Y_e = mX$ , 即平衡线为通过原点的直线时, 曾导出了理论板数与吸收因数  $A$  之间的关系式:

$$\frac{Y_b - mX_a}{Y_a - mX_a} = \frac{A^{N+1} - 1}{A - 1}$$

上式可改写成

$$\frac{mX_a - Y_a}{Y_b - mX_a} = \frac{1 - A}{A^{N+1} - 1}$$

上式两端同时加 1, 可得

$$\frac{Y_b - Y_a}{Y_b - mX_a} = \frac{A^{N+1} - A}{A^{N+1} - 1} \quad (10-92)$$

上式左端的  $\left(\frac{Y_b - Y_a}{Y_b - mX_a}\right)$  表示吸收塔中溶质的吸收率与理论最大吸收率(即在塔顶达到气、液平衡时的吸收率)的比值, 可称为相对吸收率, 以  $\varphi$  表示(当进塔液相为纯溶剂时,  $\varphi = \frac{Y_b - Y_a}{Y_b}$ , 即溶质的吸收率)。

于是, 式(10-92)又可写成如下形式:

$$N = \frac{1}{\lg A} \lg \left( \frac{A - \varphi}{1 - \varphi} \right) - 1 \quad (10-93)$$

式(10-93)称为克列姆塞方程。为了便于计算将上式所表示的  $\varphi$ 、 $N$  与  $A$  三个变量之间的函数关系绘成图 10-33 所示的一组曲线(以理论板  $N$  为参变数), 称为克列姆塞图。

对于多组分吸收, 只要塔内各溶质组分的相平衡常数变化不大, 气、液两相的流量变化不大(低浓度情况), 即每一个组分的  $m_i$  及  $A_i$  皆可视为常数时, 克列姆塞方程及算图也适用于每个溶质组分, 于是可写出

$$\frac{Y_{ib} - Y_{ia}}{Y_{ib} - mX_{ia}} = \varphi_i = \frac{A_i^{N+1} - A_i}{A_i^{N+1} - 1} \quad (10-94)$$

式中  $A_i$ ——组分  $i$  的吸收因数,  $A_i = \frac{L}{m_i V}$ 。

克列姆塞图(见图 10-33)用于低浓度多组分吸收时的计算步骤:

(1) 根据关键组分  $K$  的吸收率  $\varphi_K$ , 由图查得  $N \rightarrow \infty$  时的最小吸收因数  $A_{\min}$ , 从而求得最小液气比  $\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = m_K A_{\min}$ , 进而决定操作液气比  $\frac{L}{V}$  或吸收剂用量  $L$ 。

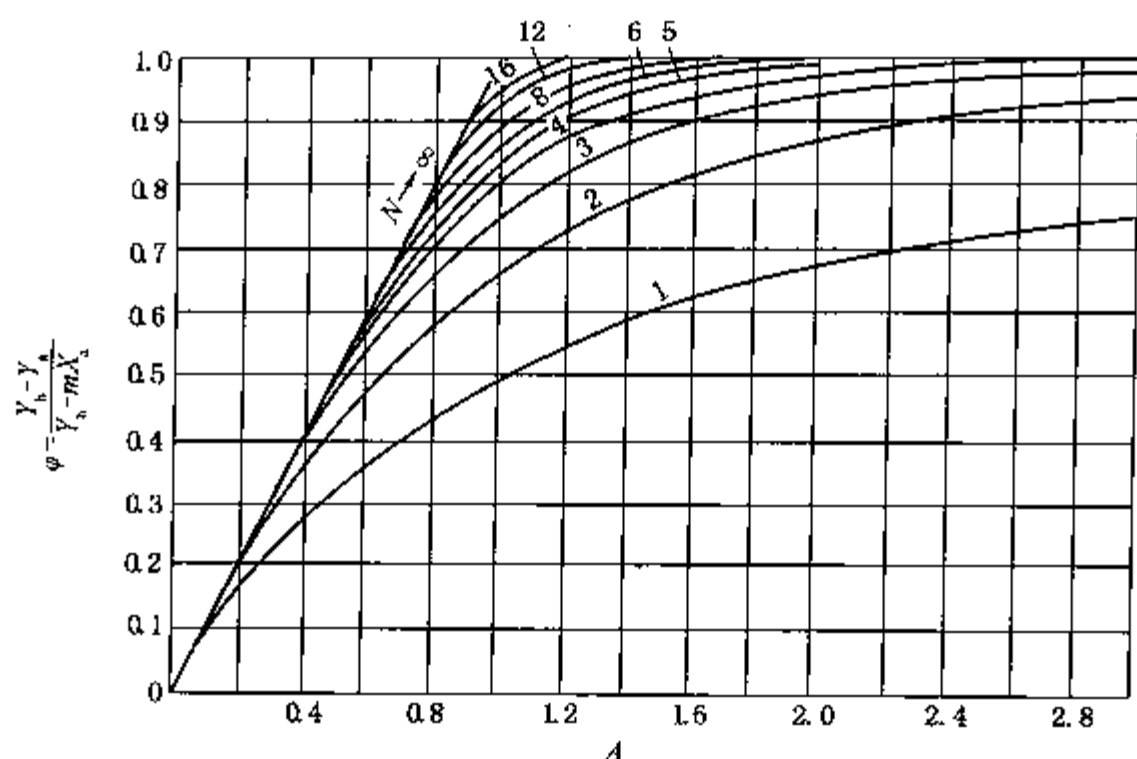


图 10-33 克列姆塞图

(2) 根据  $L/V$  和关键组分的相平衡常数  $m_K$  算出吸收因数  $A_K$ ，并根据关键组分的吸收率  $\varphi_K$ ，由图查得所需理论板数  $N$ 。

(3) 分别根据各溶质组分(如  $H$ 、 $L$ )的相平衡常数( $m_H$ 、 $m_L$ )算出相应的吸收因数( $A_H$ 、 $A_L$ )值，并由已经确定的  $N$  值在图中查得各组分的吸收率( $\varphi_H$ 、 $\varphi_L$ )。

### 三、化学吸收

实际生产中伴有明显化学反应的吸收过程称为化学吸收。由于化学反应消耗了进入液相中的溶质，使溶质的有效溶解度增大，平衡分压降低，从而能将吸收过程进行得较彻底，因此化学吸收有很高的选择性和吸收速率。如用碱液脱除合成氨原料气中的  $\text{CO}_2$ ，用硫酸吸收氨等都属于化学吸收。化学吸收是一种传质与化学反应同时进行的过程。

化学吸收时，溶质  $A$  首先从气相主体扩散至气液界面，随后在界面溶解，在由界面向液相主体传递的过程中  $A$  与液相中某个活泼组分  $F$  发生反应。化学吸收时，气相中的平衡分压  $P_A$  仅取决于液相中游离态的(溶解态的)组分  $A$  的浓度。

#### (一) 可逆反应

当组分  $A$  与  $F$  发生可逆反应时： $A + F \rightleftharpoons N$

反应平衡常数为

$$K_e = \frac{c_N}{c_A \cdot c_F} \quad (10-95)$$

式中  $c_A$ 、 $c_F$ 、 $c_N$ ——液相中组分  $A$ 、 $F$  及  $N$  的摩尔浓度。

用  $c$  表示液相中  $A$  的总浓度，则  $c = c_A + c_N$ ，故  $c_N = c - c_A$ ，代入式(10-95)，可得

$$K_e = \frac{c - c_A}{c_A \cdot c_F}$$

所以，液相中游离态的组分  $A$  的浓度为

$$c_A = \frac{c}{1 + K_e c_F} \quad (10-96)$$

当亨利定律对液相中游离的溶质组分  $A$  适用时，则有

$$P_{Ac} = \frac{c_A}{H}$$

将上式代入式(10-96)，可得

$$P_{Ac} = \frac{c}{H(1 + K_e c_F)} \tag{10-97}$$

式(10-97)表示了气相平衡分压  $P_{Ac}$  与反应平衡常数  $K_e$  及液相中组分 A 的总浓度  $c$  之间的关系。若能测得  $K_e$  值，就可计算出  $P_{Ac}$  和  $c$  的关系，并且  $K_e$  值越大则  $P_{Ac}$  越低。

(二) 不可逆反应

当化学反应为不可逆时，有下列三种情况：

(1) 对于具有中等反应速率的不可逆化学吸收过程，组分的浓度分布如图 10-34 所示。图中 P、Q 两面之间为反应区，气液界面至 P 面的液相区内只有组分 A 的扩散，其中活泼组分 F 的浓度为零。Q 面处可溶组分 A 的浓度为零，其右侧为组分 F 向反应区的扩散。

(2) 对于快速反应的化学吸收，由于反应速率很快，反应区缩小，以至 P、Q 两面重叠，组分浓度分布如图 10-35(a) 所示。此时的吸收速率与 A、F 组分的扩散速率及组分的浓度有关。当液相中活泼组分 F 的浓度  $c_F$  足够大、传质速率又快，则溶质组分进入液相后立即反应被消耗掉，反应面可移至气液界面上，如图 10-35(b) 所示。该过程可看作仅有气相阻力的物理吸收，且界面上 A 的浓度为零。例如用  $H_2SO_4$  吸收  $NH_3$  的过程。基于这一特点，该过程可用作测定可溶组分在气相中的传质系数。

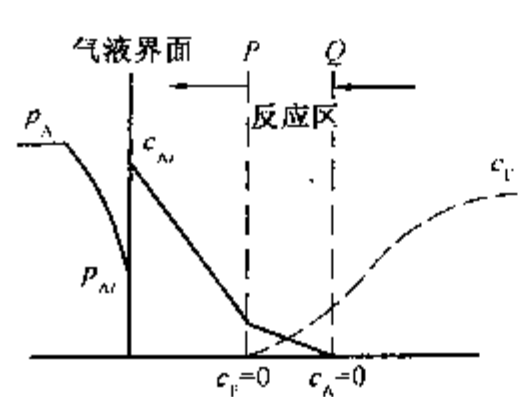


图 10-34 中等反应速率、不可逆反应的化学吸收

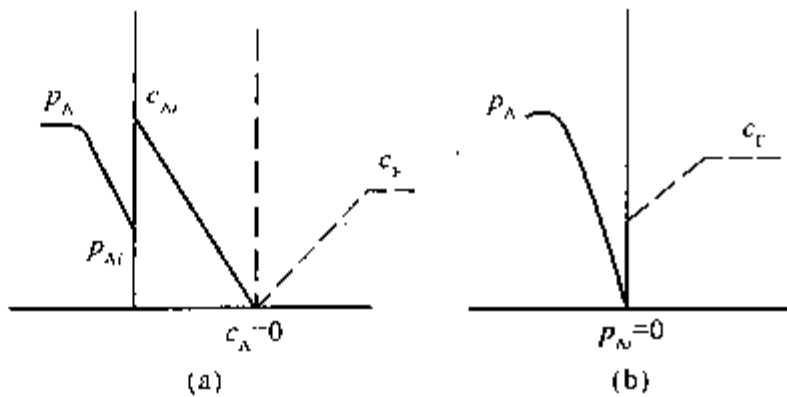


图 10-35 快速反应的化学吸收

(3) 对于慢反应的化学吸收，由于反应速度很慢，P、Q 之间的反应区(A、F 共存区)将扩大至全部液相，组分 A 的浓度分布如图 10-36 所示。此时气、液相扩散阻力均未有所变化，仅在液相主体中，因化学反应使 A 的浓度下降，过程的总推动力较单纯物理吸收大。用碳酸钠水溶液吸收  $CO_2$  的过程属此种情况。

总的来说，对于上述化学吸收，溶质从气相主体到气液界面的传质机理与物理吸收相同，液相中的化学反应对传质速率有以下几方面的影响：

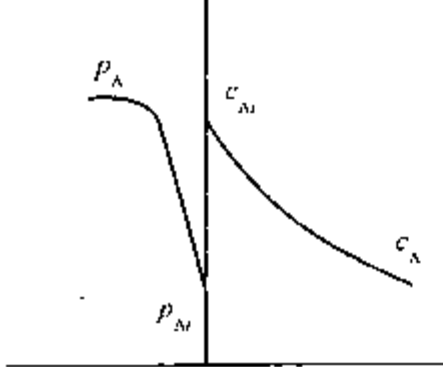


图 10-36 慢反应的化学吸收

(1) 液相中溶质组分 A 为反应所消耗，故液相主体中 A 的浓度  $c_A$  降低，传质推动力  $(c_{Ai} - c_A)$  增大。当反应速率不很慢、液体在吸收设备内的停留时间(即反应时间)不很短时， $c_A$  实际上可视为零。

(2) 对于反应速率不很慢，反应时间不很短时，根据膜模型，溶质在液膜内即为反应所消耗，使其扩散距离或扩散阻力减小，因而使液相传质系数增大。若以  $k_L^0$  表示化学吸收时的液

相传质系数, 则化学吸收时的传质速率方程可写成:

$$N'_A = k_G(p_A - p_{Ai}) = k_L^0(c_{Ai} - c_A) \quad (10-98)$$

常将  $k_L^0$  表示为物理吸收时液相传质系数  $k_L$  的某一倍数, 即:

$$\beta = \frac{k_L^0}{k_L}$$

式中  $\beta$  称为化学吸收的增强因子。因此式(10-98)可写成

$$N'_A = k_G(p_A - p_{Ai}) = \beta k_L(c_{Ai} - c_A) \quad (10-98a)$$

若亨利定律对液相中游离态溶质组分 A 适用, 则可从上式消去界面浓度而得到总传质速率方程。所以, 只要知道增强因子  $\beta$  的值, 就可利用这些传质速率方程进行工艺计算。增强因子  $\beta$  的值取决于溶质组分 A 及活泼组分 F 在液相中的扩散系数、反应速度常数等多个变量, 是化学吸收研究中亟待解决的关键问题。当反应速率很慢即反应速率常数很小时,  $\beta$  趋近 1, 即液相中的缓慢反应对液相传质系数无显著影响,  $k_L^0 = k_L$ , 此时可按物理吸收来处理。如用  $K_2CO_3$  或  $Na_2CO_3$  水溶液吸收  $CO_2$  等。

### 符 号 说 明

#### 英文字母

A——吸收因数, 无因次;	相总传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;
$\alpha$ ——单位体积填料层的传质面积, $\text{m}^2/\text{m}^3$ ;	$K_y$ ——以摩尔分率差 $\Delta y$ 为推动力的气相总传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;
$c$ ——组分 A 的摩尔浓度, $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;	$K_x$ ——以摩尔比差 $\Delta X$ 为推动力的液相总传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;
$c_M$ ——总摩尔浓度, $\text{kmol}/\text{m}^3$ ;	$K_Y$ ——以摩尔比差 $\Delta Y$ 为推动力的气相总传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;
$c_L$ ——液相的平均比热容, $\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$ ;	$k_G$ ——以 $\Delta p$ 为推动力的气相传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ ;
$D$ ——扩散系数, $\text{m}^2/\text{s}$ ;	$k_L$ ——以 $\Delta C$ 为推动力的液相传质系数, $\text{m}/\text{s}$ ;
$E$ ——亨利系数, $\text{kPa}$ ;	$k_x$ ——以 $\Delta x$ 为推动力的液相传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;
$G(G')$ ——混合气的空塔质量流速, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ;	$k_y$ ——以 $\Delta y$ 为推动力的气相传质系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;
$H$ ——溶解度系数, $\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})$ ;	$L$ ——吸收剂的摩尔流量, $\text{kmol}/\text{s}$ ;
$H_G$ ——气相传质单元高度, $\text{m}$ ;	$L'$ ——液体混合物的摩尔流量, $\text{kmol}/\text{s}$ ;
$H_L$ ——液相传质单元高度, $\text{m}$ ;	$m$ ——相平衡常数, 无因次;
$H_{OG}$ ——气相总传质单元高度, $\text{m}$ ;	$N$ ——理论塔板数;
$H_{OL}$ ——液相总传质单元高度, $\text{m}$ ;	$N_A$ ——组分 A 的传质速率, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ;
$h_o$ ——填料层高度, $\text{m}$ ;	$N_e$ ——实际塔板数;
$K_G$ ——以分压差 $\Delta P$ 为推动力的气相传质总系数, $\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ ;	$N_G$ ——气相传质单元数, 无因次;
$K_L$ ——以浓度差 $\Delta C$ 为推动力的液相总传质系数, $\text{m}/\text{s}$ ;	
$K_x$ ——以摩尔分率差 $\Delta x$ 为推动力的液	

$N_L$ ——液相传质单元数, 无因次;  
 $N_{OC}$ ——气相总传质单元数, 无因次;  
 $N_{OL}$ ——液相总传质单元数, 无因次;  
 $p$ ——总压, kPa;  
 $p_C$ ——气相分压, kPa;  
 $R$ ——通用气体常数, J/(mol · K);  
 $Re$ ——雷诺数, 无因次;  
 $Sc$ ——施密特数, 无因次;  
 $Sh$ ——施伍德数, 无因次;  
 $S$ ——解吸因数 ( $S = 1/A$ ), 无因次;  
 $T$ ——热力学温度, K;  
 $U$ ——喷淋密度,  $m^3/(m^2 \cdot s)$ ;  
 $V$ ——惰性气体的摩尔流量, kmol/s;  
 $V'$ ——混合气体的摩尔流量, kmol/s;  
 $W(W')$ ——液体混合物的质量流速,  $kg/(m^2 \cdot h)$ ;  
 $X$ ——液相中溶质的摩尔比, 无因次;  
 $x$ ——液相溶质的摩尔分率, 无因次;  
 $Y$ ——气相中溶质的摩尔比, 无因次;  
 $y$ ——气相溶质的摩尔分率, 无因次。

### 希腊字母

$\alpha, \beta$ ——经验公式中的系数;  
 $\delta_c$ ——有效气膜厚, m;  
 $\delta_L$ ——有效液膜厚, m;  
 $\mu$ ——黏度,  $Pa \cdot s$ ;  
 $\rho$ ——密度,  $kg/m^3$ ;  
 $\tau$ ——时间, s;  
 $\phi$ ——微分溶解热, kJ/kmol;  
 $\varphi_A$ ——吸收率或回收率, 无因次;  
 $\varphi$ ——相对吸收率;  
 $\Omega$ ——塔截面积,  $m^2$ ;  
 $\sigma$ ——表面张力, N/m。

### 下标

$A$ ——组分 A 的;  
 $B$ ——组分 B 的;  
 $G$ ——气相的;  
 $L$ ——液相的;  
 $S$ ——溶剂的;  
 $a$ ——塔顶的;  
 $b$ ——塔底的;  
 $e$ ——平衡的;  
 $i$ ——界面的;  
 $i$ ——某一组分的;  
 $m$ ——对数平均的。

### 参 考 文 献

- [1] 麦本熙, 时钧. 化学工程手册(第12篇). 北京: 化学工业出版社, 1982
- [2] 天津大学化工原理教研室编. 化工原理(下册). 天津: 天津科学技术出版社, 1990
- [3] 陈敏恒, 丛德滋, 方图南, 齐鸣斋编. 化工原理(下册). 第三版. 北京: 化学工业出版社, 2006
- [4] 谭天恩, 麦本熙, 丁惠华编著. 化工原理(下册). 第二版. 北京: 化学工业出版社, 1998
- [5] 拉默 B M 著, 张震旦译. 化学工业中的吸收操作. 北京: 高等教育出版社, 1955
- [6] Geankoplis C J. Transport Processes and Unit Operations. Allyn and Bacon, Inc, 1979
- [7] Treybal R E. Mass Transfer. 2nd ed. McGraw-Hill, 1968
- [8] Рамм В М. Абсорбция Газов. изд. Химия, 1966
- [9] 涂晋林, 吴志泉主编. 化学工业中的吸收操作: 气体吸收工艺与工程. 上海: 华东理工大学出版社, 1994
- [10] 周立雪, 周波主编. 传质与分离技术. 北京: 化学工业出版社, 2002

## 习 题

1. 已知在总压 101.3kPa(绝)及温度 25℃ 时, 100g 水中含 1g 氨的溶液上方, 氨的平衡分压为 986Pa, 在此浓度范围内溶液服从亨利定律, 试求:

- (1) 溶解度系数  $H[\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{kPa})]$ , 亨利系数  $E(\text{kPa})$  及相平衡常数  $m$ ;
- (2) 总压提高到 202.6kPa(绝)时的  $H$ 、 $E$ 、 $m$  值。

2. 已知总压 101.3kPa 及温度 10℃ 时, 氧在水中的溶解度可用下式表示:

$$p_e = 3.27 \times 10^4 x$$

式中  $p_e$ ——氧在气相中的平衡分压, atm;

$x$ ——氧在液相中的摩尔分率。

试求在此温度与压力下, 空气与水充分接触后, 水中氧的最大浓度(分别以  $\text{g}/\text{m}^3$  及  $\text{Nm}^3/\text{m}^3$  表示)。氧在空气中的体积分数为 21%。注:  $\text{Nm}^3$  为标准立方米, 即标准状态下的体积。

3. 将含  $\text{CO}_2$  20%、惰性气体 80%(体积分数)的混合气, 在体积为  $2\text{m}^3$  的密闭容器中, 与  $1\text{m}^3$  的清水在 25℃ 下长期充分接触。若刚开始接触时混合气压力为 101.3kPa(绝), 试求: (1) 刚开始接触时的总传质推动力, 分别以分压差、摩尔分率差及液相浓度差表示。

(2) 达到平衡时,  $\text{CO}_2$  在水中的最终浓度及混合气的最终压力各为多少。

4. 在填料塔中用清水吸收混于空气中的低浓度甲醇蒸气, 操作温度 27℃, 压力 101.3kPa。甲醇在气液两相中的浓度都很低, 平衡关系服从亨利定律, 亨利系数  $E = 28.4\text{kPa}$ 。若气相传质系数  $k_G = 1.55 \times 10^{-5} \text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ , 液相传质系数  $k_L = 2.08 \times 10^{-5} \text{m}/\text{s}$ , 试求:

(1) 气相总传质系数  $K_G$ , 并算出气相阻力在总阻力中所占的百分数;

(2)  $k_x$ 、 $k_y$  及  $K_x$ 、 $K_y$ 。

5. 已知稳定操作情况下, 上题吸收塔内某一截面处气相中甲醇的摩尔分率  $y = 0.05$ , 液相中甲醇的摩尔分率  $x = 0.01$ 。试根据上题中的有关数据计算该截面处的传质速率  $N_A[\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})]$ 。

6. 在 30℃,  $\text{CO}_2$  分压为 5.06kPa 的混合气分别与

(1) 含  $\text{CO}_2$  0.001  $\text{kmol}/\text{m}^3$  的水溶液接触;

(2) 含  $\text{CO}_2$  0.003  $\text{kmol}/\text{m}^3$  的水溶液接触。

已知 30℃ 下  $\text{CO}_2$  水溶液的亨利系数  $E = 1.885 \times 10^5 \text{kPa}$ 。试求上述两种情况下  $\text{CO}_2$  的传质方向和推动力。

7. 根据图 10-6 所示的  $\text{SO}_2 - \text{H}_2\text{O}$  的相平衡曲线。指出下列过程是吸收过程还是解吸过程。

(1) 含  $\text{SO}_2$  0.0015(摩尔分率)的水溶液与含  $\text{SO}_2$  0.03(摩尔分率)的混合气接触, 总压为 202.6 kPa(绝), 温度为 20℃;

(2) 气液组成及温度不变, 总压为 101.3kPa(绝)。

8. 某逆流操作的吸收塔底排出液中溶质的摩尔分率  $x = 2 \times 10^{-4}$ , 进塔气体中含溶质 2.5%(体), 操作压力为 101.3kPa, 气液平衡关系为  $y_e = 50x$ 。现将操作压力由 101.3kPa 增至 202.6kPa。问塔底推动力  $(y - y_e)$  及  $(x_e - x)$  各增至原有的多少倍?



9. 要设计一个用清水作吸收剂的吸收塔, 因算出的填料层过高, 拟改用两个低塔代替, 提出如图 10-37 所示的三个流程。试在  $Y-X$  图上定性画出与各个流程相对应的操作线与平衡线位置, 注明流程中相应的组成。

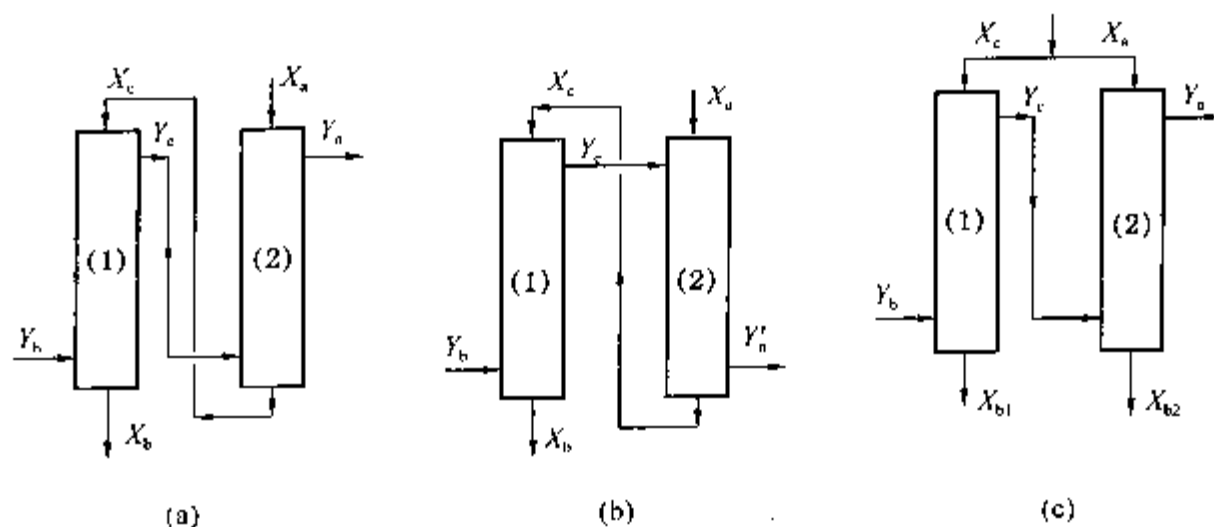


图 10-37 习题 9 附图

10. 在  $20^\circ\text{C}$  和  $101.3\text{kPa}$  下, 用水吸收空气中的低浓度  $\text{SO}_2$ , 操作条件下  $\text{SO}_2-\text{H}_2\text{O}$  系统的平衡关系如图 10-6 所示, 体积传质系数为:  $k_G a = 2 \times 10^{-4} \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{kPa})$ ,  $k_L a = 0.015 \text{ m/s}$

(1) 试求  $k_y a$ ,  $k_x a$ ;

(2) 设吸收塔内某一截面处气相中  $\text{SO}_2$  的摩尔分率  $y = 0.055$ , 液相中  $\text{SO}_2$  的摩尔分率  $x = 0.0015$ 。求该截面处的气相推动力  $(y - y_i)$  及液相推动力  $(x_i - x)$ 。

11. 在逆流操作的吸收塔中, 于  $101.3\text{kPa}$  (绝)、 $20^\circ\text{C}$  下用清水吸收空气-氨混合气中的氨。入塔混合气的流量为  $1000\text{kg/h}$ , 其中氨的分压为  $1.33\text{ kPa}$ , 操作条件下的平衡关系为  $Y_e = 0.753X$ 。若吸收剂用量为理论最小用量的 1.3 倍, 要求吸收率为 98%, 试求操作液气比、吸收剂用量及出塔液相组成  $X_b$ 。若操作压力改为  $202.6\text{kPa}$  (绝), 而其他条件不变, 再求操作液气比、吸收剂用量及出塔液相组成。

12. 在一常压填料吸收塔中, 用清水吸收焦炉气中的氨。焦炉气入塔的温度为  $30^\circ\text{C}$ , 空塔气速为  $1.1\text{m/s}$ , 焦炉气的流量为  $5000\text{Nm}^3/\text{h}$ , 其中氨的浓度为  $0.01\text{ kg}/\text{Nm}^3$ , 要求氨的回收率不低于 99%。水的用量为最小用量的 1.5 倍, 操作条件下的平衡关系为  $Y_e = 1.2X$ , 气相总体积传质系数  $K_y a = 200\text{kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。试求总传质单元数 (分别用对数平均推动力法及数学分析法计算) 及填料层高度。

13. 某填料吸收塔塔径  $1\text{m}$ , 填料层高度  $5\text{m}$ , 用清水逆流吸收空气中所含的丙酮蒸气, 入塔混合气的流量为  $2250\text{m}^3/\text{h}$ , 其中含丙酮 3% (体积分数), 要求吸收率不小于 95%。出塔液相中  $1\text{kg}$  水含有  $37\text{g}$  丙酮。操作在  $101.3\text{kPa}$ 、 $25^\circ\text{C}$  下进行, 物系的平衡关系为  $Y_e = 2X$ 。试求:

(1) 该塔的传质单元高度  $H_{OG}$  及气相总体积传质系数  $K_y a$ ;

(2) 每小时回收的丙酮量 (以  $\text{kg/h}$  计);

(3) 若填料层减少  $1/4$ , 回收量会减少多少?

14. 有一逆流操作的吸收塔, 填料层高为  $3\text{m}$ , 操作压力为  $101.3\text{kPa}$ 。温度为  $20^\circ\text{C}$ , 用清水吸收氨-空气混合气中的氨。入塔气相混合物的空塔质量流速  $G' = 0.172\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ , 其中含  $\text{NH}_3$  5% (体积分数), 要求吸收率不小于 99%, 液相的空塔质量流速  $W' =$

$0.25\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ , 操作条件下的平衡关系为  $Y_e = 0.753X$ , 已知气相总体积传质系数  $K_G a \propto (G')^{0.8}$  而受  $W'$  的影响很小, 试估计将操作条件作下列变动时填料层高度应如何改变才能保持原来的吸收率(塔径不变):

(1) 气体流量增加一倍;

(2) 液体流量增加一倍。

15. 某填料吸收塔用含溶质摩尔分率  $x_a = 0.0002$  的溶剂逆流吸收混合气中的溶质组分, 操作液气比  $L/V = 2.5$ , 物系的平衡关系为  $Y_e = 1.8X$ , 入塔气相中溶质的摩尔分率为  $y_b = 0.01$ , 吸收率可达 90%。

今因解吸不良使入塔吸收剂中溶质的摩尔分率  $x_a$  升至 0.00035, 试求:

(1) 溶质组分的吸收率下降至多少?

(2) 液相出塔浓度升高至多少?

16. 含  $\text{H}_2\text{S}$  摩尔分率  $x_a = 2.5 \times 10^{-5}$  的水, 在解吸塔内与空气逆流接触以使水中的  $\text{H}_2\text{S}$  脱除, 操作在  $101.3\text{kPa}$ 、 $25^\circ\text{C}$  下进行, 物系的平衡关系为  $Y_e = 545X$ , 水的流率为  $278\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。试求:

(1) 为使水中  $\text{H}_2\text{S}$  降至  $x_b = 0.1 \times 10^{-5}$  所需的最小空气量;

(2) 若空气的用量为  $0.4\text{kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ , 设计时塔高不受限制, 可以规定离开解吸塔的水中含  $\text{H}_2\text{S}$  最低浓度是多少? 示意画出该种情况下的解吸操作线。

17. 例 10-5 中的吸收塔, 若采用板式塔, 试求所需的理论板数。

18. 在逆流操作的吸收塔中, 用挥发性极低的烃类油(假设不含溶质)吸收气态烃混合物, 入塔气态混合物的组成(体积分数)如下:

$\text{CH}_4$  85%,  $\text{C}_2\text{H}_6$  6.5%,  $\text{C}_3\text{H}_8$  4.5%,  $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$  2.5%,  $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$  1.5%

操作压力为  $303.9\text{kPa}$ (绝), 吸收塔的平均温度为  $35^\circ\text{C}$ , 要求  $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$  的吸收率为 90%, 操作液气比是最小液气比的 1.24 倍。试近似估算所需的理论板数、各组分的吸收率及出塔气相组成。

19. 填料塔中用  $38\text{mm}$  弧鞍瓷质填料( $a_t = 193\text{m}^2/\text{m}^3$ )以清水吸收空气中的低浓度  $\text{SO}_2$ , 温度  $303\text{K}$ , 压力  $101.3\text{kPa}$ 。气体、液体的空塔质量流速分别为  $0.62$  和  $16.7\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。试计算  $k_G a$ 、 $k_L a$  和  $H_G$ 、 $H_L$ 。

# 第十一章 萃 取

## 第一节 概 述

### 一、萃取过程的基本概念

萃取是分离液体混合物的一种单元操作。在萃取过程中，对液体混合物中加入一种适宜的溶剂，该溶剂对液体混合物中欲萃取的组分有显著的溶解能力，而对其余的组分完全不溶或溶解能力较小，并形成两个液相，使得欲萃取的组分通过液-液相界面扩散到溶剂中去，从而达到与液体混合物中其他组分分离的目的。这种依据液体混合物中各组分在溶剂中溶解度的差异分离液体混合物的单元操作称为液-液萃取或溶剂萃取，简称萃取，俗称抽提。

萃取过程同吸收、蒸馏、干燥、结晶等过程一样，均属于相间传质过程，只是各自的分离依据不同或在不同相态之间传质。萃取与吸收相比，都是利用组分在溶剂中溶解度不同而实现的分离，但吸收分离的是气体混合物，而萃取分离的是液体混合物；萃取与蒸馏相比，分离依据不同，蒸馏是根据混合物中各组分的挥发性差异而实现的分离，而萃取依据的是溶解度差异。

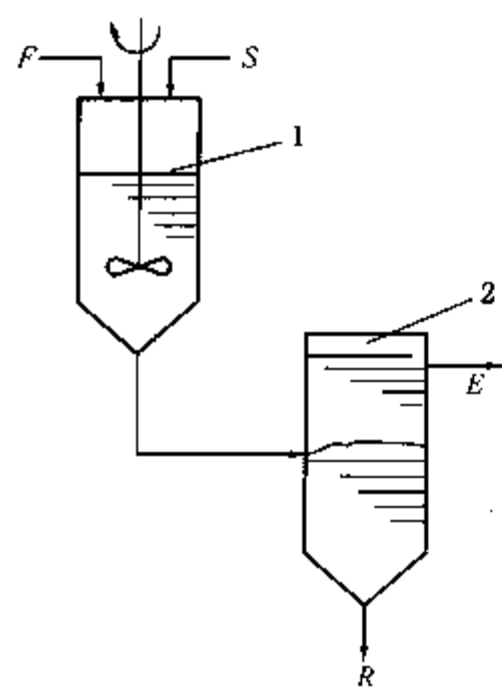


图 11-1 萃取操作示意图  
1—混合器；2—澄清槽

萃取过程中，所选择的溶剂称为萃取剂，用  $S$  表示；混合液中溶解度大的组分称为溶质，用  $A$  表示；而不溶或溶解度小的组分称为稀释剂，用  $B$  表示。图 11-1 为典型的萃取操作示意图，将一定量的液体混合物  $F$  (含有  $A$  和  $B$ ) 和萃取剂  $S$  加入到混合器中，首先经过搅拌混合、充分接触传质，然后经过沉降，两液相因密度差于澄清槽中自行分为两层液相——萃取相和萃余相，分别以  $E$  和  $R$  表示。若萃取剂与稀释剂互不溶解，则萃取相中以萃取剂为主，含有部分溶质；萃余相中以稀释剂为主，含有部分溶质。若萃取剂对稀释剂也有较小的溶解能力，则萃取相中还含有少量稀释剂，萃余相中也含有少量萃取剂。只要溶质在萃取剂中的溶解度比稀释剂中的大，即萃取相中溶质与稀释剂的浓度比值比原来增大，那么溶质得到提浓；而在萃余相中溶质与稀释剂浓度的比值比原来减小，那么稀释剂提浓。因此，每经过一次接触传质，溶质与稀释剂就得到一定程度的分离。

由于萃取相和萃余相都是均相混合物；因此萃取过程本身并未直接完成分离任务，为了得到最终产品 ( $A$  或  $B$ ) 和回收溶剂循环使用，还需要对萃取相和萃余相进一步分离。回收溶剂的方法通常采用蒸馏或解吸，当溶质很难挥发时，也可采用蒸发、结晶及过滤等。图 11-2 为采用四甘醇水溶液作萃取剂的萃取和蒸馏联合过程，在萃取塔中实现芳烃与烷烃的分离，在蒸馏塔中将芳烃与萃取剂分开，获得芳烃产品，并将萃取剂返回萃取塔重复使用。

由以上分析可知，由于萃取和溶剂再生的联合过程比单纯的蒸馏过程更为复杂，所以萃

取过程在经济上是否合理，在很大程度上取决于联合过程是否较原液体混合物直接分离容易实现。通常，对于下列情况采用萃取操作比较经济合理。

(1) 液体混合物中需要分离的各组分的沸点很接近，即其相对挥发度趋近于1( $\alpha < 1.1$ )或形成恒沸物，如果采用一般的蒸馏过程分离，所需要的理论板数很多，设备费用很高，或必须采用大回流比，能量消耗增加，或不能达到分离目的，这时可采用萃取

操作。例如石油加工重整油中的芳烃与未转化的烷烃的分离，因相同碳原子数的芳烃与烷烃的沸点差很小(如苯、环己烷和2,2,3-三甲基丁烷的沸点分别为80.1℃、80.74℃和80.88℃)，而且有些组分还能形成恒沸物，若选用二乙二醇醚作萃取剂，芳烃很易溶解，而烷烃几乎不溶。

(2) 对沸点很高的有机物水溶液，特别是当溶质浓度很低时，若直接采用蒸馏方法，则要汽化大量的水，能耗过大。若采用萃取操作，对溶质得到提浓的萃取相进行蒸馏，汽化溶质的能耗远低于用蒸馏汽化稀释剂的能耗。例如以乙酸乙酯为萃取剂从稀醋酸水溶液中回收醋酸，宜采用先萃取再蒸馏的方法。

(3) 液体混合物含热敏性物质(如药物等)，采用萃取方法精制可在较低温度下操作，避免物料受热分解。例如，欲从植物油中分离长链脂肪酸时，采用精馏方法必须在高真空下操作，若采用以液体丙烷为萃取剂的萃取操作则比较经济合理。

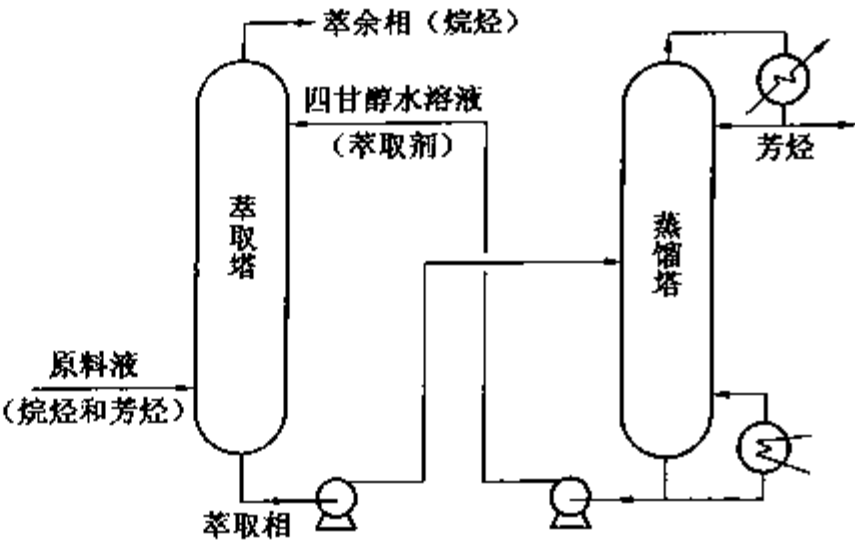


图 11-2 萃取塔-蒸馏塔联合过程

## 二、萃取过程的发展和主要工业应用

萃取最早用于无机化合物的分离，1842 年皮尔哥德(Peligot)首先发现用二乙醚可以从硝酸溶液中萃取硝酸铀酰。随后又通过实践发现其他一些无机物也能被某些有机物所萃取，并据此初步建立了半经验的液-液平衡关系。19 世纪末，奈斯特(Nernst)利用热力学基本原理对液-液平衡关系进行了阐述，提出了奈斯特分配定律，为萃取化学奠定了早期的理论基础。19 世纪末到 20 世纪初，萃取技术开始应用于有机化工和石油化工领域，如用酯类萃取剂萃取醋酸，用液态二氧化硫从煤油中去除芳烃等。20 世纪 40 年代，磷酸三丁酯作为核燃料的萃取剂应用于原子能工业，使得萃取技术在理论上和实际应用中均得到迅速发展。随后，萃取分离技术在稀土元素的分离、湿法冶金、无机化工、有机化工、医药(如青霉素生产)、食品(如食用油提取)、环境等领域不断得到应用，并取得了很好的效果。到现在，萃取分离技术几乎可以涉及元素周期表中的所有元素。

本章主要讨论萃取技术在石油化学工业中的应用。例如：前面提到的芳烃抽提，可用环丁砜、四甘醇、N-甲基吡咯烷酮、二甲基亚砜等溶剂从重整油中萃取芳烃(苯、甲苯、二甲苯等)。石油化学工业中的润滑油溶剂精制，可用糠醛、N-甲基吡咯烷酮、酚等溶剂，通过萃取除去油品中对粘温性质和氧化安定性有影响的多环短侧链的芳烃和胶质；为了保证润滑油基础油的低温流动性，可加入酮、苯等溶剂进行萃取脱蜡；此外还有溶剂脱沥青(丙烷脱沥青)等应用。石油化学工业中异丁烯与丁烯、丁烷等烃类的分离也采用萃取操作。另

外，炼油厂、焦化厂等排出的含苯酚废水，常用苯、二甲苯、醋酸丁酯及二烷基乙酸胺型萃取剂进行处理。

## 第二节 萃取的基本原理

由于萃取过程是典型的平衡分离过程，萃取过程进行的方向和极限都取决于组分在液、液两相中的相平衡关系，因此相平衡关系是萃取过程计算的基础。

### 一、液－液相平衡

萃取过程的相平衡是液－液相平衡，至少涉及三个组分，即溶质、稀释剂和萃取剂。因此，对于两液相三个组分的萃取平衡系统，根据相律其自由度为3。当系统的温度、压力选定之后，在两平衡液相的组成中只有一个为独立变量，即当确定了一个组分(如溶质)在某一相中的组成后，则各组分在两平衡相中的组成便同时被确定了。在一定系统、温度和压力下表示相平衡关系的方法很多，主要包括三角形相图法和分配曲线法。

#### (一) 三角形相图

三角形相图法是最基本的萃取相平衡关系表示法。特别是当萃取剂S与稀释剂B部分互溶时，萃取相E和萃余相R中均含有三个组分，为了既可以表示出溶质A在两相间的平衡组成关系，又可以表示出S和B在两相间的平衡组成关系和互溶情况，通常采用三角形相图。三角形相图可以用等边三角形坐标表示，也可以用等腰直角三角形坐标或不等腰直角三角形坐标表示，如图11-3所示。

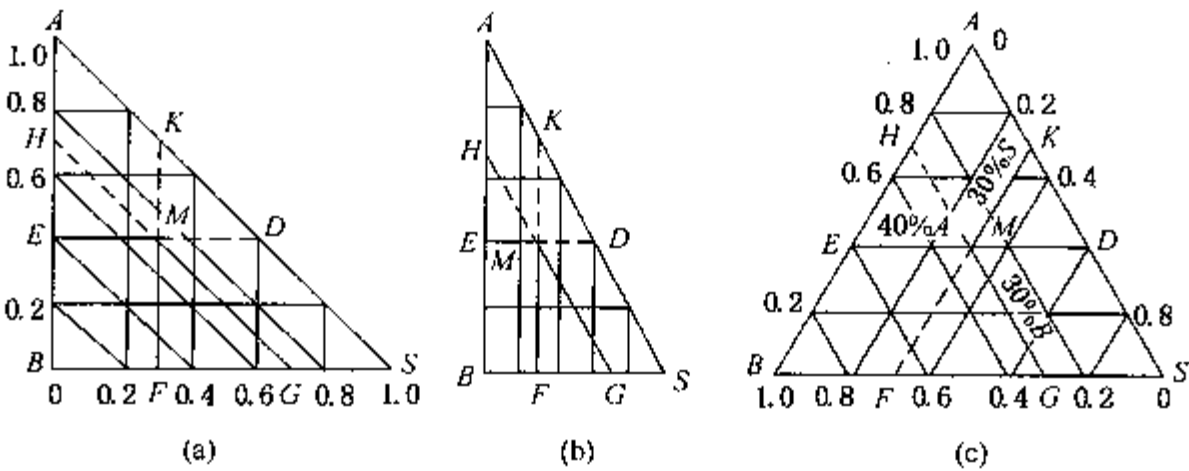


图 11-3 溶液组成在三角形坐标图上的表示法

#### 1. 组成表示法

萃取过程中很少遇到恒摩尔流的简化情况，在液－液平衡中也没有像拉乌尔定律那样的简化规律，故各组分的组成通常采用质量分率表示。如图11-3所示，三角形的三个顶点分别表示某一纯物质，即A、B和S点分别代表纯溶质、稀释剂和萃取剂；三角形的每一边上的任一点代表一个两组分溶液的组成，如图中E点代表两组分混合液中A、B的质量分率分别为 $x_A = \overline{EB} = 0.4$ 和 $x_B = \overline{EA} = 0.6$ ；三角形内的任一点代表含有A、B、S三组分的溶液组成，如图中M点所代表的三组分混合液中A、B和S的质量分率分别以 $x_A$ 、 $x_B$ 和 $x_S$ 表示，过M点分别作三个边的平行线ED、HG和FK，因为在与BS边平行的ED线上各点的组分A的组成均为0.4，同理在HG线上各点的B组分的组成均为0.3，FK线上组分S的组成均为0.3，而ED、HG和FK三条线交于一点M，故M点组成为：

$$x_A = \overline{EB} = 0.4$$

$$x_B = \overline{GS} = 0.3$$

$$x_S = \overline{KA} = 0.3$$

且

$$x_A + x_B + x_S = 0.4 + 0.3 + 0.3 = 1.0$$

比较上述三种形式的三角形相图，虽然等边三角形坐标表述比较直观，容易将基本原理表达清楚，但必须用专门的坐标纸，而直角三角形相图可以用普通直角坐标纸，比较方便。因此，目前多采用等腰直角三角形坐标表示。当萃取操作中溶质 A 的浓度较低时，为了提高作图和读图的准确性，可将 AB 边的组成按比例放大，采用不等腰直角三角形相图。

## 2. 物料衡算与杠杆定律

将两股含有相同三种组分(A、B和S)的溶液  $U(\text{kg})$  和  $V(\text{kg})$  混合为溶液  $M(\text{kg})$ ， $U$ 、 $V$  和  $M$  的组成(质量分数)如图 11-4 所示。

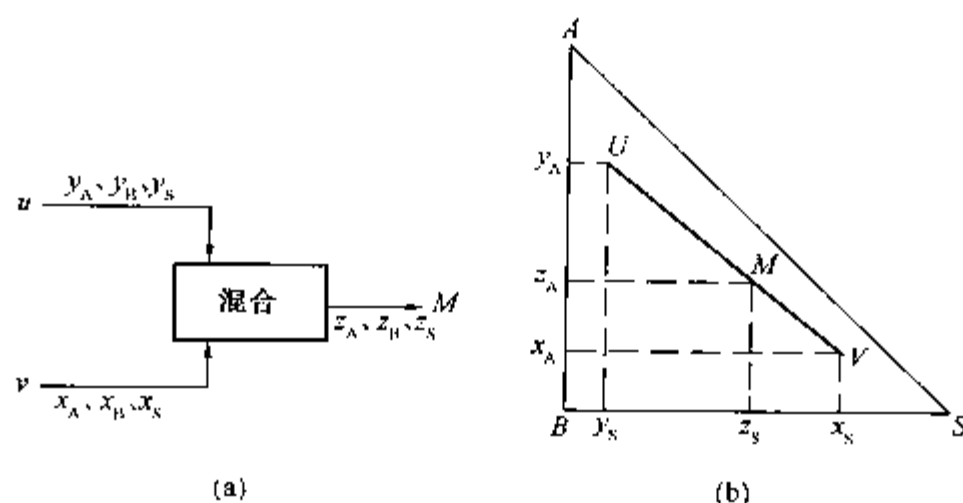


图 11-4 混合系统物料衡算图示方法

总物料衡算式为

$$M = U + V \quad (11-1)$$

组分 A 的物料衡算式为

$$Mz_A = Uy_A + Vx_A \quad (11-2)$$

组分 S 的物料衡算式为

$$Mz_S = Uy_S + Vx_S \quad (11-3)$$

联解式(11-1)、式(11-2)和式(11-3)，消去  $M$  则得

$$\frac{U}{V} = \frac{z_A - x_A}{y_A - z_A} = \frac{x_S - z_S}{z_S - y_S} \quad (11-4)$$

混合液  $M$  点在溶液  $U$  点和溶液  $V$  点的连线上，如图 11-4(b)所示；从式(11-4)可知，由  $M$  点到  $V$  点的距离与由  $M$  点到  $U$  点的距离之比等于溶液  $U$  与  $V$  的质量之比，即

$$\frac{U}{V} = \frac{\overline{MV}}{\overline{UM}} \quad (11-5)$$

式(11-5)即为图 11-4 所示的混合系统物料衡算的杠杆定律。可以根据溶液  $U$  和  $V$  的质量比很方便地在线段  $UV$  上定出混合液  $M$  点的位置和组成。应该指出，即使溶液  $U$  与  $V$  不互溶或部分互溶， $M$  点的组成仍可代表两溶液  $U$  和  $V$  的总组成。反之，如果从某一混合液  $M$  中分出一定组成和质量溶液  $U$ ，余下的  $V$  的组成点必在  $UM$  的延长线上，其质量与溶液  $U$  的质量关系也符合杠杆定律。因此，称  $M$  点为  $U$  点和  $V$  点的和点， $U$  点为  $M$  点与  $V$  点



的差点，V点为M点与U点的差点。

3. 相平衡关系

三角形相图中的相平衡关系就是在萃取系统的操作温度和压力下，各组分在两平衡液相中的组成关系。在萃取操作中通常按照混合液中A、B和S之间互溶度的不同，将混合液分成以下三种类型：溶质A可完全溶解于B和S中，而B与S为一对部分互溶的组分，其平衡关系如图11-5所示；溶质A可完全溶解于B中，而B与S及A与S为两对部分互溶的组分，如图11-6所示；溶质A可完全溶解于B和S中，而B与S完全不互溶或互溶度在操作范围内可以忽略，其相平衡关系类似于吸收中的溶解度曲线，通常在直角坐标上用Y-X相图表示。

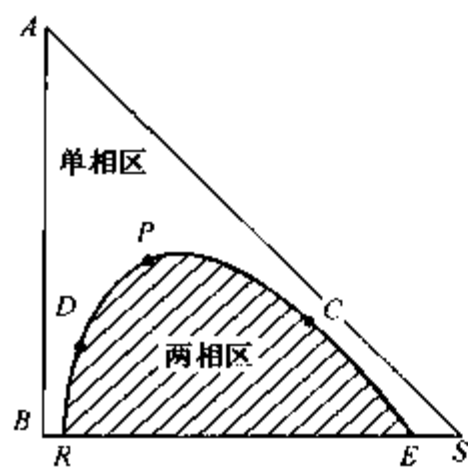


图 11-5 典型 B-S 部分互溶相图

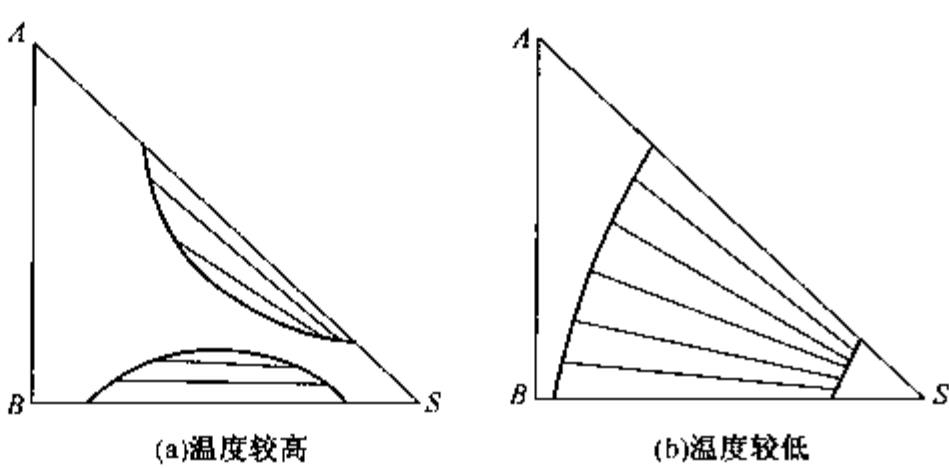


图 11-6 有两对组部分互溶的平衡相图

(1) 溶解度曲线与平衡连结线

如图11-5所示，由于稀释剂B与萃取剂S部分互溶，如在一定量的纯B中逐渐加入S，当S加到一定量后，溶液开始由透明变为混浊，即出现了萃取剂S相，则所加入的萃取剂量为在B中的饱和溶解度(图11-5中R点)，称该点为分层点(或称混溶点)；如在一定量的纯S中逐渐加入B，也可得到分层点E。

如在B与S的二组分溶液中加入溶质A，因A的存在会增加B与S的互溶度，所以同样可得到相应的混溶点(如图11-5中D点、P点、C点)，将诸分层点连成的光滑曲线RDPCE称为溶解度曲线。溶解度曲线表示出了组分B与S的互溶范围，将三角形相图分为两个区域。该曲线与线段RE所围的区域为分层区(即两相区)，而溶解度曲线以外为均相区(即单相区)。两相区是萃取过程的可操作范围。

利用所获得的溶解度曲线可方便地确定溶质A在互成平衡的两液相中的组成关系。由B与S组成的二组分溶液，其组成如图11-7中的M点所示，该溶液必分成两层，其组成分别如R和E点所示。如向混合液M中加入一定量溶质A，其组成点将沿连线AM由M点移至M<sub>1</sub>点，充分摇动使溶质A在两相中的组成达平衡，则两平衡液相组成如R<sub>1</sub>和E<sub>1</sub>点所示，M<sub>2</sub>、M<sub>3</sub>点同理。互成平衡的两相称为平衡液相或共轭相，其组成点的连线称为平衡连结线。溶解度曲线和平衡连结线的数据由实验测得，常见物系的实验数据可查相关手册。

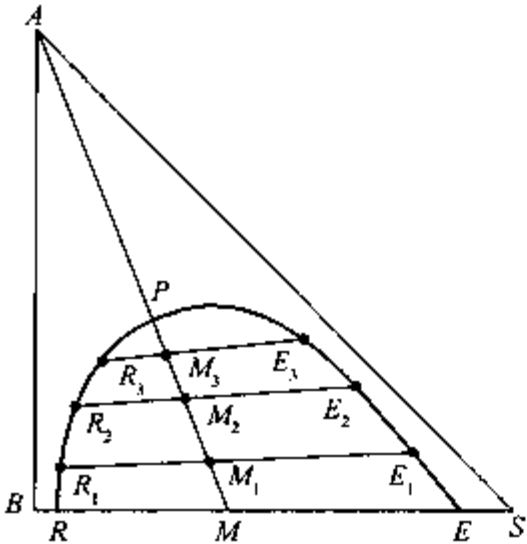


图 11-7 平衡连结线绘制

同一物系的平衡连结线的倾斜方向一般相同，但也有少数物系，在不同的组成范围内连结线的倾斜方向不同，



如图 11-8 所示的吡啶-氯苯-水系统。

由于石油馏分是复杂混合物，因自由度增多无法用三角形相图表示真正的相平衡关系。为简化起见，常常把复杂混合物分成 A 和 B 两个部分，这样就把石油馏分的萃取过程同样简化为 A、B 和萃取剂 S 所组成的系统来处理。

如为了生产合格的润滑油，必须进行润滑油溶剂精制，从基础油中除去大部分多环短侧链芳香烃和胶质。因此，可把基础油分成两个化学和物理特性不同的部分——萃取物 A(芳香烃和胶质)和萃余物 B(饱和组分)。由于 A 和 B 都是复杂组分，所以平衡关系难以用三角形相图表示，而常常用基础油的某一物理性质(如密度、黏度指数、折光率等)作为坐标。

如图 11-9 即为润滑油糠醛精制中的 A、B 和 S(糠醛)于 93℃ 的三角形相图，图中 S 点表示纯糠醛，SA 和 SB 边均表示糠醛的含量(体积分数)，AB 边表示基础油于 15.6℃ 时的密度值( $\text{kg}/\text{m}^3$ )。从 S 点到 AB 边任一密度值连一直线，则这条直线上各点所代表的不同混合液除去萃取剂后的萃取物和萃余物的密度值均等于此值。图中虚线表示平衡连结线。如果已知互成平衡的两液相中糠醛的含量及其除去萃取剂后的密度值，就可以把两平衡液相的坐标点标在图上，由此可作出溶解度曲线和平衡连结线。

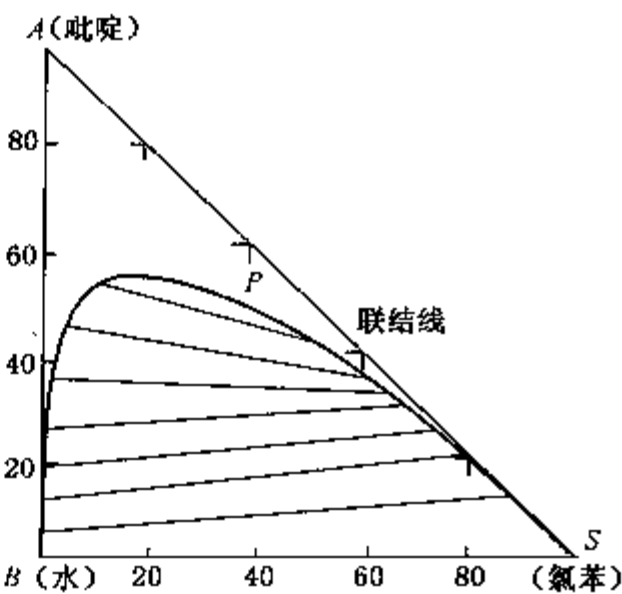


图 11-8 吡啶-氯苯-水系统的平衡连结线

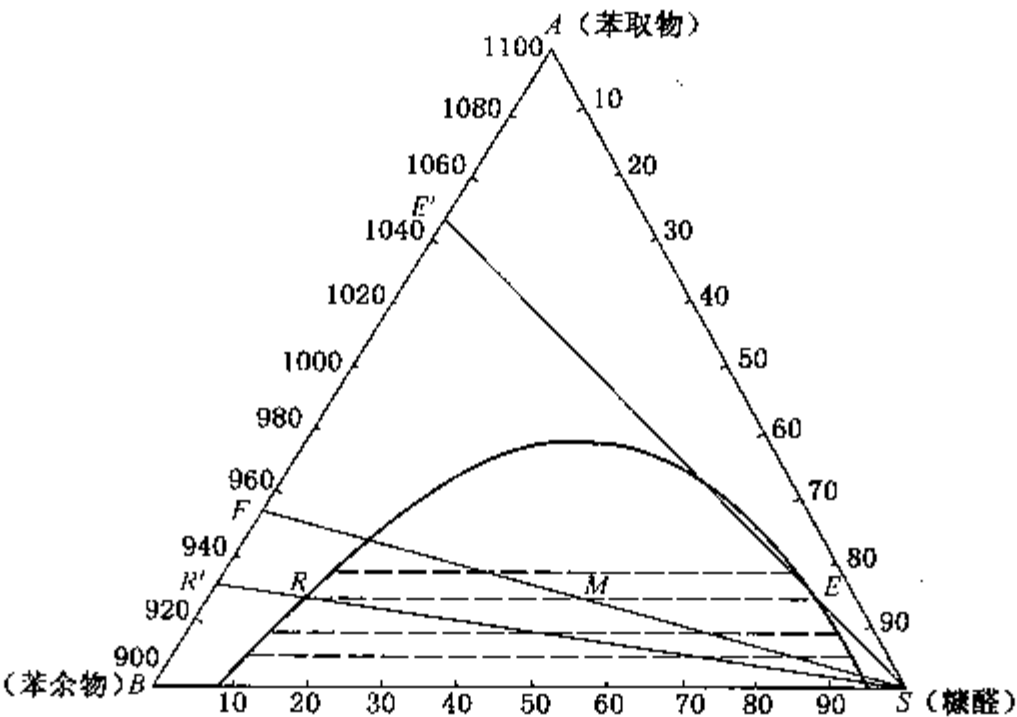


图 11-9 糠醛-润滑油原料系统的平衡相图

(2) 临界混溶点和辅助曲线

如图 11-7 所示，由于溶质 A 含量的增加使 B、S 的互溶度增加，所以平衡连结线随之变短，当 A 的量加到一定值时，两共轭相的组成无限趋近，平衡连结线缩成一点，称为临界混溶点(见图中 P 点)。临界混溶点将溶解度曲线分为 R 和 E 左、右两支。由于平衡连结线都有一定的斜率，故临界混溶点一般并不在溶解度曲线最高点，其位置由实验确定。

通过实验方法取得的平衡连结线数目毕竟有限，若须确定与任意一点 E 呈平衡的共轭相 R 或与 R 点呈平衡的 E，可借助于辅助曲线(亦称共轭曲线)。通常可利用 3 条以上平衡

连结线绘制辅助曲线。第一种方法如图 11-10(a) 所示, 已知平衡连结线  $R_1E_1$ 、 $R_2E_2$ 、 $R_3E_3$ ……, 分别从  $R_1$ 、 $R_2$ 、 $R_3$ ……作三角形  $BS$  边的平行线, 又分别从  $E_1$ 、 $E_2$ 、 $E_3$ ……作三角形  $AB$  边的平行线, 则可得到交点  $H$ 、 $K$ 、 $M$ 、 $J$ ……, 连结各交点的曲线  $LJKMHP$  即为辅助曲线; 第二种方法如图 11-10(b) 所示, 分别从  $E_1$ 、 $E_2$ 、 $E_3$ 、 $E_4$  和  $R_1$ 、 $R_2$ 、 $R_3$ 、 $R_4$  各点作三角形  $AB$  边和  $AS$  边的平行线, 则可得到相应的交点  $H$ 、 $I$ 、 $L$ 、 $N$ , 连结各交点的曲线  $HILN$  即为辅助曲线。将辅助曲线延长, 与溶解度曲线的交点即为临界混溶点  $P$ 。

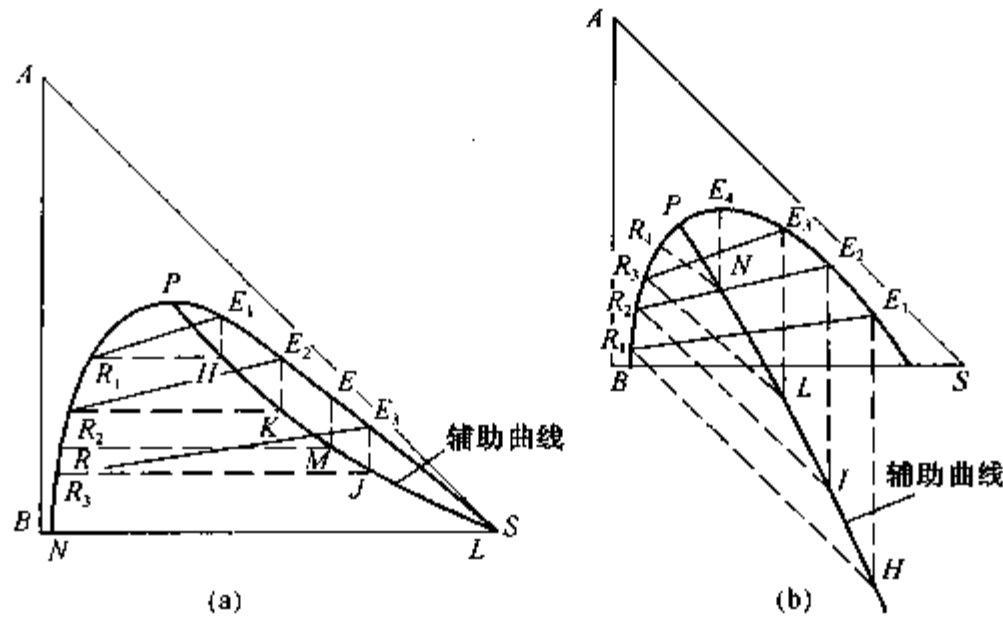


图 11-10 辅助曲线

(二) 直角坐标相图——分配曲线

1. 用质量分率表示的  $y-x$  相图

如图 11-11 所示, 将三角形相图上各对共轭相中溶质  $A$  的组成  $(x, y)$  转移到  $y-x$  直角坐标上, 即可得到两共轭相的组成关系曲线, 称为分配曲线。

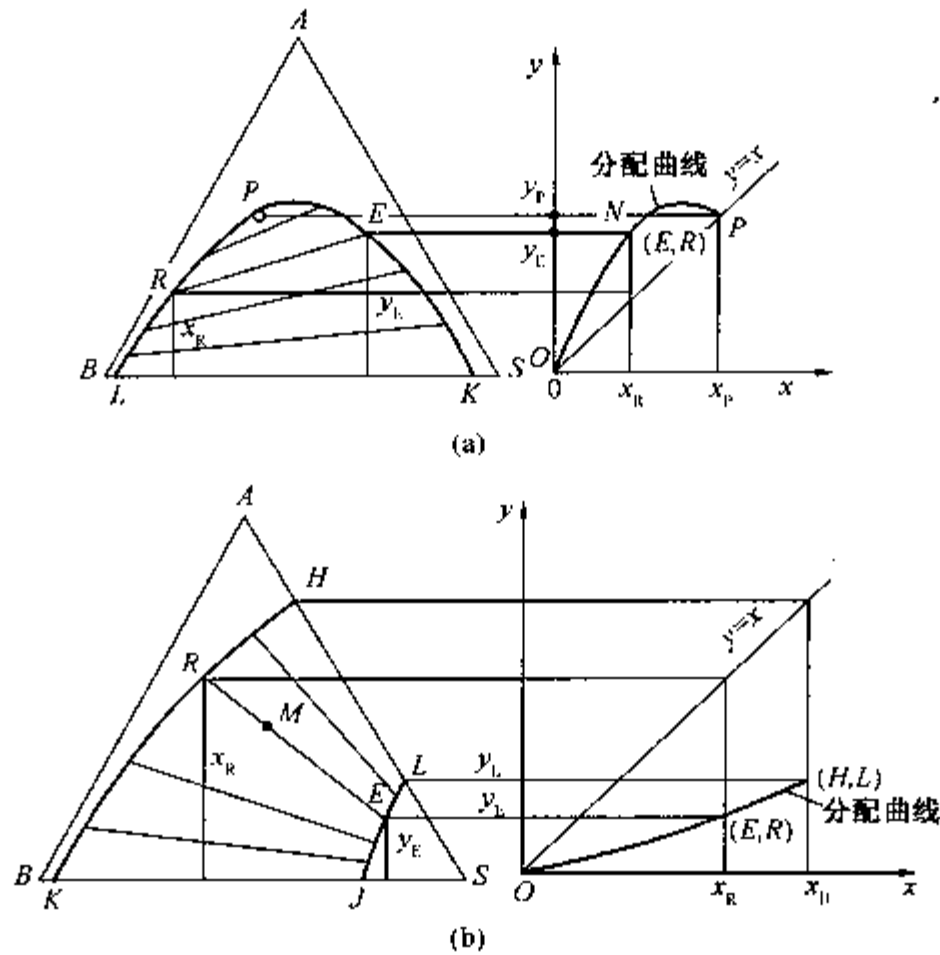


图 11-11 分配曲线与平衡连结线的关系

(a) 有一对组分部分互溶的物系; (b) 有两对组分部分互溶的物系

分配曲线表达了溶质 A 在呈平衡的两相中的分配关系，若已知某一液相的溶质组成，可通过分配曲线找到与之平衡的另一液相的溶质组成，在这一点上分配曲线与辅助曲线的作用相同。

2. 用质量比表示的 Y-X 相图

图 11-12 所示为用 Y-X 直角坐标表示的分配曲线。 $Y_A$  表示萃取相中溶质 A 的组成(质量比，即 A/S)； $X_A$  表示萃余相中溶质 A 的组成(质量比，即 A/B)。

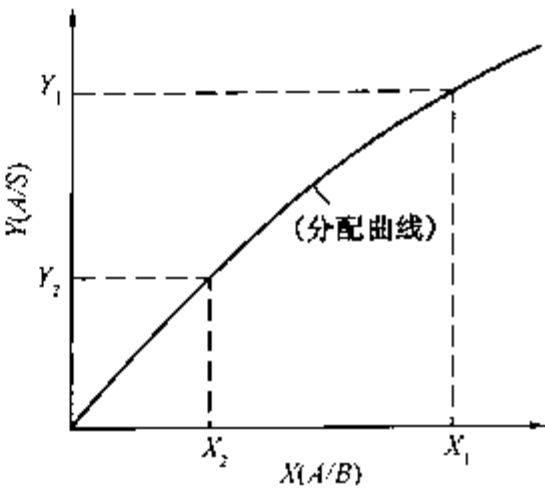


图 11-12 在 Y-X 直角坐标上的平衡关系

不同物系的分配曲线形状不同，同一物系的分配曲线形状随温度而变。分配曲线可以表示出溶质在两相间的平衡分配关系，但它表示不出萃取剂 S 和稀释剂 B 的互溶状况及两相间的相对数量关系。但对于 S 和 B 完全不互溶或基本不互溶的物系，采用 Y-X 相图十分方便。

3. 分配系数

分配曲线上任一点的斜率表示溶质 A 在平衡的萃取相和萃余相中的组成之比，称为分配系数，可用下式表示：

$$k_A = \frac{y_A}{x_A} \tag{11-6}$$

式中  $y_A, x_A$ ——溶质在互成平衡的萃取相和萃余相中的组成(质量分数)；

$k_A$ ——溶质 A 的分配系数。

分配系数取决于物系、操作温度和溶液组成，由实验测定，一般不是常数，但是当溶质组成很低或组成变化范围不大时， $k_A$  值在恒温下可视为常数。

【例 11-1】 用水作萃取剂(S)，对醋酸(A)-苯(B)混合液进行萃取分离。在 25℃ 下醋酸-苯-水溶液的液-液相平衡数据如表 11-1 所示，依此数据：(1)在直角三角形相图上标绘溶解度曲线；作出序号为 2、3、4、6、8 组数据的平衡连结线；绘出辅助曲线并标出临界混溶点。(2)试求与组成为 15% 醋酸、0.5% 水、其余为苯的液相呈平衡的另一液相的组成，并求出醋酸在两平衡液相中的分配系数  $k_A$ 。

表 11-1 醋酸-苯-水系统的液-液平衡数据(25℃)

序 号	萃余相/%			萃取相/%		
	醋 酸	苯	水	醋 酸	苯	水
1	0.15	99.85	0.001	4.56	0.04	95.4
2	1.4	98.56	0.04	17.7	0.20	82.1
3	3.27	96.62	0.11	29.0	0.40	70.6
4	13.3	86.3	0.4	56.9	3.3	39.8
5	15.0	84.5	0.5	59.2	4.0	36.8
6	19.9	79.4	0.7	63.9	6.5	29.6
7	22.8	76.35	0.85	64.8	7.7	27.5
8	31.0	67.1	1.9	65.8	18.1	16.1
9	35.3	62.2	2.5	64.5	21.1	14.4
10	37.8	59.2	3.0	63.4	23.4	13.2
11	44.7	50.7	4.6	59.3	30.0	10.7
12	52.3	40.5	7.2	52.3	40.5	7.2

解：(1) 根据表 11-1 所给出的数据，首先在直角三角形相图上绘制出 25℃ 下醋酸-

苯-水溶液的溶解度曲线，并作出序号为2、3、4、6、8组数据的平衡连结线  $R_1E_1$ 、 $R_2E_2$ 、 $R_3E_3$ 、 $R_4E_4$ 、 $R_5E_5$ ，如图11-13(a)所示；表11-1中最末一组数据  $E$  与  $R$  点的组成相同，表明互成平衡的两液相组成重合于一点，则此点即为临界混溶点，见图中  $P$  点；从  $E_1$ 、 $E_2$ 、 $E_3$ 、 $E_4$ 、 $E_5$  作垂直线，再从  $R_1$ 、 $R_2$ 、 $R_3$ 、 $R_4$ 、 $R_5$  作平行线，得交点  $G$ 、 $H$ 、 $I$ 、 $J$ 、 $L$ ，连结诸交点，得辅助曲线  $PLJIHGS$ 。

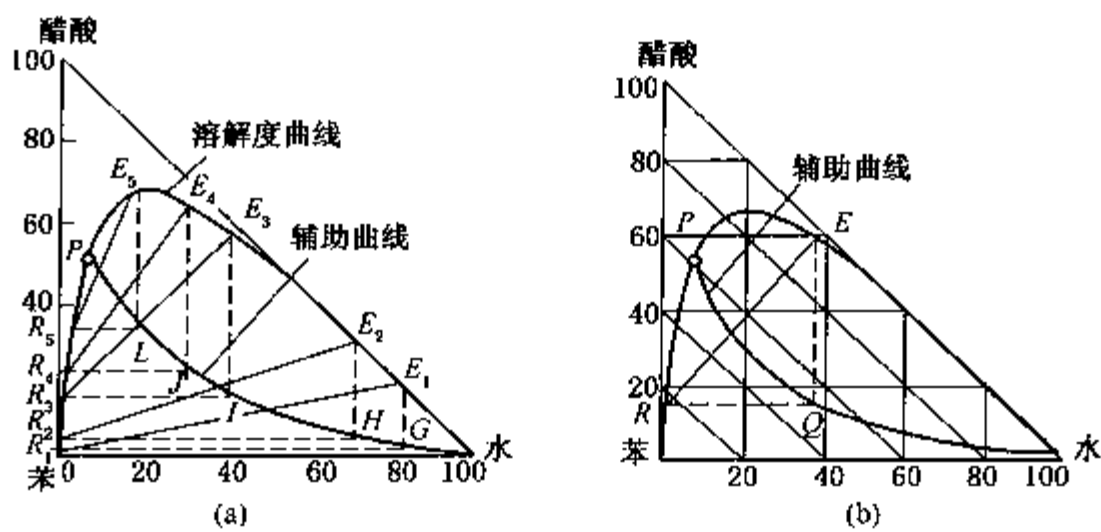


图 11-13 例 11-1 附图

(2) 将由(1)得到的 25℃ 醋酸-苯-水溶液的溶解度曲线和辅助曲线标绘在图 11-13 (b)上，组成为 15% 醋酸、0.5% 水、其余为苯的溶液的组成点在临界混溶点  $P$  的左侧，即  $R$  点，由  $R$  点作水平线与辅助曲线交于  $Q$  点，再由  $Q$  点作垂直线与溶解度曲线相交于  $E$  点，则可由  $E$  点读得与萃余相  $R$  平衡的萃取相  $E$  的组成为 51% 醋酸、37% 水、4% 苯，所以醋酸的分配系数为：

$$k_A = \frac{y_A}{x_A} = \frac{0.59}{0.15} = 3.93$$

## 二、萃取剂的选择

### (一) 萃取剂的选择性

萃取剂的选择性可用选择性系数  $\beta$  来表示，其意义为萃取相中溶质与稀释剂的组成之比同萃余相中溶质与稀释剂的组成之比的比值，即：

$$\beta = \frac{y_A/y_B}{x_A/x_B} = k_A \frac{x_B}{y_B} \tag{11-7}$$

式中  $y_A, x_A$ ——溶质 A 在互成平衡的萃取相和萃余相中的组成，质量分数；

$y_B, x_B$ ——稀释剂 B 在互成平衡的萃取相和萃余相中的组成，质量分数。

由上式可知，选择性系数  $\beta$  值愈大，意味着萃取剂对溶质 A 的溶解能力愈大，而对稀释剂 B 的溶解能力愈小，即 A、B 分离得愈完全。若  $\beta = 1$ ，即 A 与 B 在两平衡液相  $E$  和  $R$  中的组成比例相等，说明萃取剂对 A、B 无分离作用。因此，在萃取操作中必须满足  $\beta > 1$ 。

### (二) 萃取剂与稀释剂的互溶度

萃取剂 S 与稀释剂 B 一般为部分互溶，互溶度大则两相区范围小。由图 11-14(a) 可知，S、B 的互溶度愈小，萃取的操作范围愈大，可能达到的萃取液最大组成  $y'_{A,\max}$  就愈高。同时，如图 11-14(b) 所示，对平衡连结线  $R_1E_1$  与  $R_2E_2$ ，尽管  $k_{A1} = k_{A2}$ ，但因  $k_{B1} > k_{B2}$ ，故

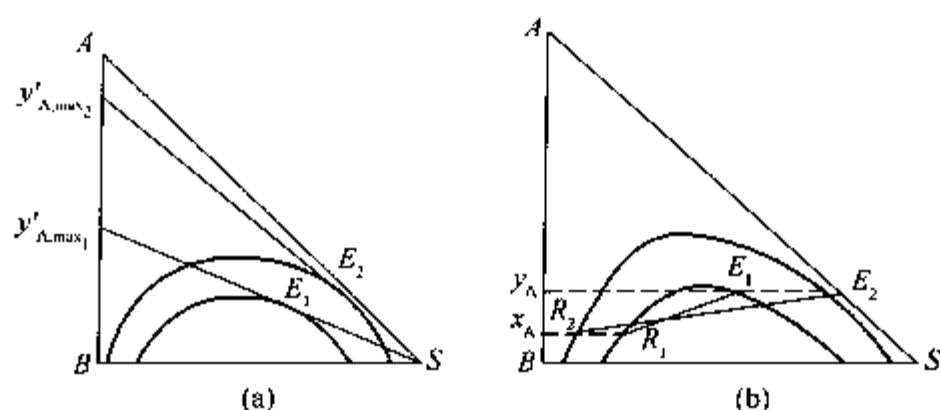


图 11-14 S 与 B 的互溶度对萃取操作的影响

互溶度小的系统  $\beta$  值较大，分离效果较好。

### (三) 萃取剂的物理性质

为使原料液与萃取剂充分混合接触后所形成的萃取相与萃余相能较快的分层，要求萃取剂与稀释剂有较大的密度差；同时，如物系界面张力较大时，细小的液滴比较容易聚结，有利于两液相分层，但液滴分散程度较差，混合时相界面小，接触不良，不利于质量传递；如物系界面张力过小，液滴分散程度较好，有利于传质，但易产生乳化现象，两液相较难分层，影响处理能力。因此，物系的界面张力要适中，在实际萃取操作中，易于分层更为重要，故一般多选择界面张力较大的萃取剂。

所选择的萃取剂应易与溶质 A 分离，便于回收萃取剂或得到含溶质较多的产品。S 与 A 的分离方法一般采用蒸馏，若溶质是不挥发或挥发性很低时，则可采用蒸发方法进行分离；萃取剂的比热容要小，可减少回收时的操作费用。

此外，为了便于操作、输送和储存，要求所选择的萃取剂化学性质稳定、对设备无腐蚀性、不易燃、毒性小以及价廉易得等。

萃取剂选择的范围一般很宽，但若要求所选择的萃取剂完全满足以上要求，往往难以达到，应根据实际的萃取过程，权衡萃取效果和经济技术指标选择适宜的萃取剂。

## 三、温度的影响

温度可以影响物系的互溶度，因此三角形相图上的两相区面积大小不仅取决于物系本身的性质，也与操作温度有关。一般来说，温度降低，萃取剂 S 与稀释剂 B 的互溶度减小，两相区面积增大，对萃取过程有利；反之，温度升高，两相区面积缩小，对萃取过程不利，如图 11-15 所示。但是操作温度降低，会使液体的黏度增大，扩散系数减小，不利于传质。

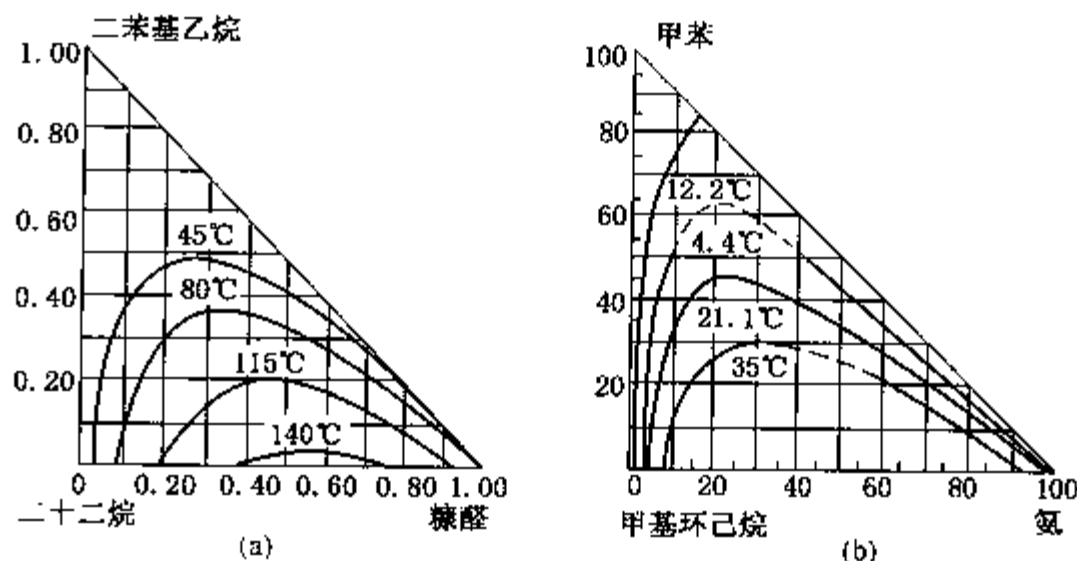


图 11-15 温度对互溶度的影响

因此，在确定萃取操作温度时应权衡利弊加以选择。

### 第三节 萃 取 过 程 计 算

萃取过程可以采用间歇操作，也可以采用连续操作。按其操作流程的特点，可分为单级萃取、多级错流萃取、多级逆流萃取等。

萃取过程计算的目的是确定各种萃取过程中的分离程度以及达到分离要求所需要的萃取剂用量和理论级数。计算所用的基本关系式是物料衡算和相平衡关系，当计算萃取实际级数时还要用到传质速率方程式。由于萃取过程中在两液相间的传质所产生的热效应一般较小，故萃取过程基本上是等温操作，无须进行热量衡算。萃取过程计算方法有图解法和解析法两种，本章重点讨论图解法。

#### 一、单级萃取过程

单级萃取过程如图 11-16(a)所示，原料液(二组分 A、B 溶液) $F$  与纯萃取剂  $S$  经过充分混合接触而达平衡后分为两平衡液相  $E$  和  $R$ ，即为一次混合接触过程。如果将得到的萃取相  $E$  和萃余相  $R$  中的萃取剂完全脱除以回收溶剂，同时最终得到萃取液  $E'$  和萃余液  $R'$ 。

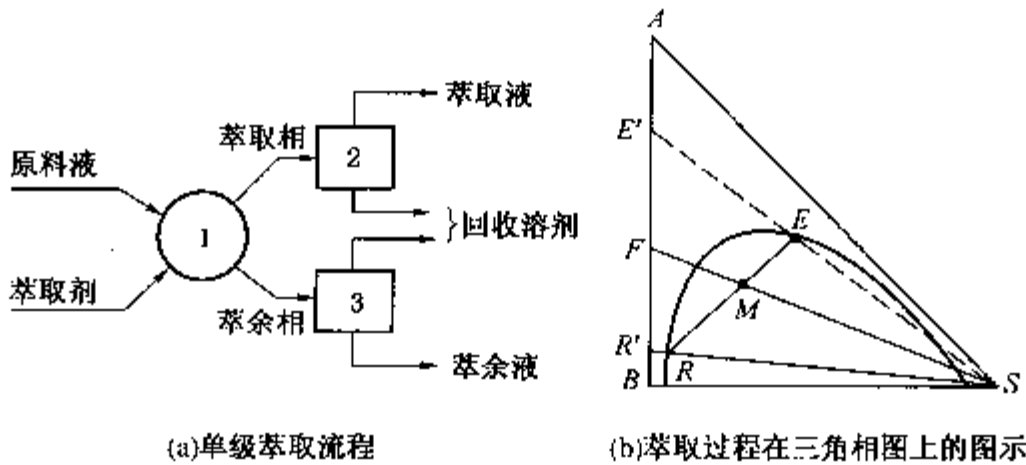


图 11-16 单级萃取过程

#### (一) 图解法

对于分配系数  $K$  随组成变化、并且萃取剂  $S$  与稀释剂  $B$  部分互溶的萃取系统，萃取相与萃余相中均含三个组分，而且各物流的流量也是变化的，此时用解析计算比较困难，适宜用三角形相图图解法。

一般已知物系在操作条件下的相平衡数据、原料液流量  $F$  及其组成  $x_F$ ，规定欲达到的萃余相中溶质 A 的组成  $x$ ，通过图解确定萃取剂用量  $S$ 、萃余相流量  $R$ 、萃取相流量  $E$  及其组成  $y$ ，物流量的单位为  $\text{kg/s}$  (连续操作) 或  $\text{kg}$  (间歇操作)，组成多用质量分率表示。

图解计算时[见图 11-16(b)]，可根据原料液组成  $x_F$  和萃取剂组成  $y_0$  确定原料液的组成点  $F$  及萃取剂的组成点  $S$ ，然后由规定的萃余相组成  $x$  在溶解度曲线左支上确定萃余相的组成点  $R$ ，借助辅助曲线作出平衡连结线  $RE$ ，确定萃取相  $E$  点。

由物料衡算可知，进入与流出萃取器的总物流的流量及其组成相等，故总物流的混合点  $M$  必定为  $FS$  和  $RE$  两条连线的交点。进入和流出萃取器的总物流量  $M$  为

$$M = F + S = R + E \tag{11-8}$$

根据杠杆定律，萃取剂  $S$  与原料液  $F$  的流量之比(即萃取剂比)为

$$\frac{S}{F} = \frac{\overline{FM}}{\overline{MS}} = \frac{x_F - x_M}{x_M - y_0} \quad (11-9)$$

由式(11-9)可求出萃取剂用量  $S$ 。

萃取相和萃余相的流量分别为

$$E = M \cdot \frac{\overline{RM}}{\overline{RE}} = M \cdot \frac{x_M - x}{y - x} \quad (11-10)$$

$$R = M - E \quad (11-11)$$

由于  $E' + R' = F$ ，同样根据杠杆定律可求得萃取液和萃余液的流量  $E'$  和  $R'$ 。

以上各式中的组成  $x_F, y_0, x, y, x_M$  分别为溶质 A 在原料液、萃取剂、萃余相、萃取相和混合液中的质量分数。

如图 11-17 所示，对于一定的原料液流量  $F$  和组成  $x_F$ ，萃取剂用量越大，混合点  $M$  越靠近  $S$  点，但以  $E_c$  点为限，对应的萃取剂用量为最大用量  $S_{\max}$ ，超过此量，混合点将进入单相区而无法实现萃取操作。与组成点  $E_c$  呈平衡的萃余相组成点为  $R_{\min}$ ，其溶质组成为该操作条件下单级萃取可能达到的最低值  $x_{\min}$ ，脱除萃取剂后的萃余液的组成也最低，即为  $x'_{\min}$ ，此时的萃余相、萃余液的流量为零。同样，对一定的  $F$  和  $x_F$ ，萃取剂用量越小，混合点  $M$  越靠近  $F$  点，但以  $R_c$  为限，对应的萃取剂用量为最小萃取剂用量  $S_{\min}$ 。因此，对已知条件下的单级萃取操作，萃取剂用量必须小于  $S_{\max}$  而大于  $S_{\min}$ 。从图 11-17 中的  $S$  点作溶解度曲线的切线与  $AB$  边交于  $E'_{\max}$  点，其组成  $y'_{\max}$  为单级萃取所能获得的萃取液的最高组成。通过切点  $E_{\max}$  作平衡连结线  $E_{\max}R$ ，与直线  $FS$  交于  $M$  点，应用杠杆定律可求得对应于萃取液最高组成  $y'_{\max}$  的萃取剂用量。

当萃取剂  $S$  与稀释剂  $B$  互溶度很小，或在操作范围  $S$  与  $B$  的互溶度可以忽略，可视  $S$  与  $B$  完全不互溶。显然，萃取相和萃余相中都只有两个组分，且萃取相中的萃取剂量  $S$  和萃余相中的稀释剂量  $B$  在萃取过程中均保持不变。因此，为计算方便，萃取剂和萃取相中溶质的组成以纯萃取剂  $S$  为基准的质量比表示，即  $Y_0, Y(A/S)$ ，原料液和萃余相中溶质的组成以稀释剂  $B$  为基准的质量比表示，即  $X_F, X(A/B)$ ，此时可以在  $Y-X$  直角坐标图中进行图解计算。

溶质 A 在两相中的平衡关系也可以表示成：

$$Y = KX \quad (11-12)$$

式中  $K$ ——溶质 A 的分配系数，其值随溶质组成的变化而异。

故式(11-12)表示的平衡关系绘制于  $Y-X$  直角坐标图中可得分配曲线，如图 11-18 所示。溶质 A 的物料衡算为：

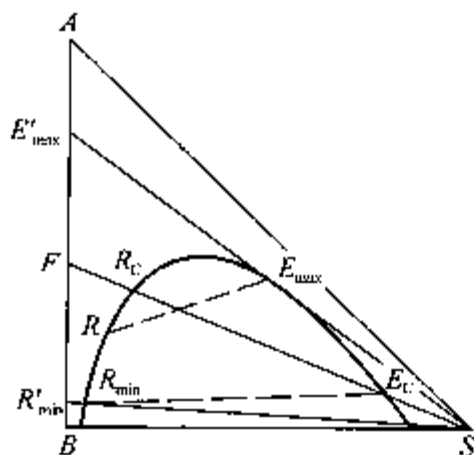


图 11-17 单级萃取过程的分离范围

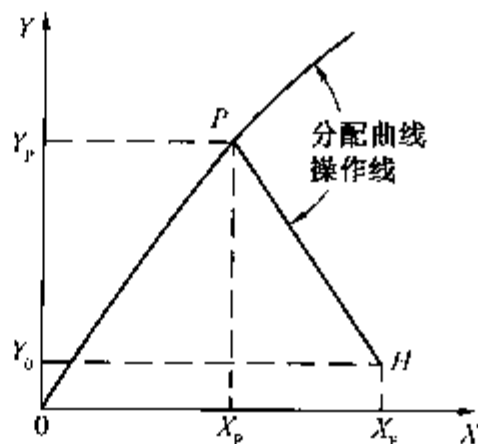


图 11-18  $S$  与  $B$  不互溶时单级萃取的图解



$$BX_F + SY_0 = BX + SY$$

(11 - 13)

或

$$Y = -\frac{B}{S}(X - X_F) + Y_0$$

(11 - 14)

式中  $S, B$ ——纯萃取剂和稀释剂的流量或用量,  $\text{kg/s}$  或  $\text{kg}$ ;  
 $X_F, X$ ——溶质在原料液和萃余相中的质量分数;  
 $Y_0, Y$ ——溶质在萃取剂和萃取相中的质量分数。

式(11-14)表示单级萃取中进行接触的两相中溶质的组成  $Y、X$  随萃取过程的变化关系, 称为单级萃取的操作线方程, 在  $Y-X$  直角坐标图中操作线即为斜率为  $-B/S$ 、通过点  $H(X_F, Y_0)$  的一条直线, 如图 11-18 中  $HP$  所示。操作线与相平衡线交点  $P$  的坐标值即为通过一个理论级后萃余相和萃取相中的组成。如为纯溶剂, 式(11-14)可变为

$$Y = -\frac{B}{S}(X - X_F)$$

(11 - 15)

因为实际的萃取过程中萃取相和萃余相达不到相平衡, 因此单级萃取的传质效果达不到一个理论级, 可以用级效率来表示实际级与理论级的差别。级效率的定义与板效率类似, 设计时如无生产数据可供参考, 则需要通过中间实验来取得级效率值。

(二) 解析法

如萃取剂与稀释剂不互溶, 且在操作范围内分配系数  $K$  可视为常数时, 可采用解析计算, 此时物流的组成用质量比( $X、Y$ )表示比较方便。当为纯萃取剂时, 联解式(11-15)与式(11-12)可得

$$X = \frac{X_F}{1 + \frac{S}{B}K}$$

(11 - 16)

式(11-16)表示通过一个理论级后所得到的萃余相组成与原料液组成间的关系, 此关系与萃取剂比  $S/B$ 、分配系数  $K$  有关。一般,  $B、X_F$  和  $K$  已知, 应用式(11-16)可计算一定  $S/B$  下所得到的萃余相组成  $X$ , 或要达到一定的萃余相组成时所需要的萃取剂用量  $S$ 。

二、多级错流萃取过程

由于单级萃取的分离效果有限, 所得到的萃余相中往往还含有较多的溶质, 为了进一步回收溶质, 可采用由若干个单级萃取组成的多级萃取操作, 提高萃取效果。图 11-19 为  $N$  级错流萃取流程, 原料进入第 1 级, 每一级的萃余相依次进入下一级与加入的新萃取剂混合接触继续进行萃取, 直到从最后一级(即第  $N$  级)分离出的萃余相中溶质组成降低到规定的要求为止。然后将  $R_N$  送入萃取剂回收设备  $n_R$ , 回收萃取剂  $S_R$  并得到萃余液  $R'$ 。

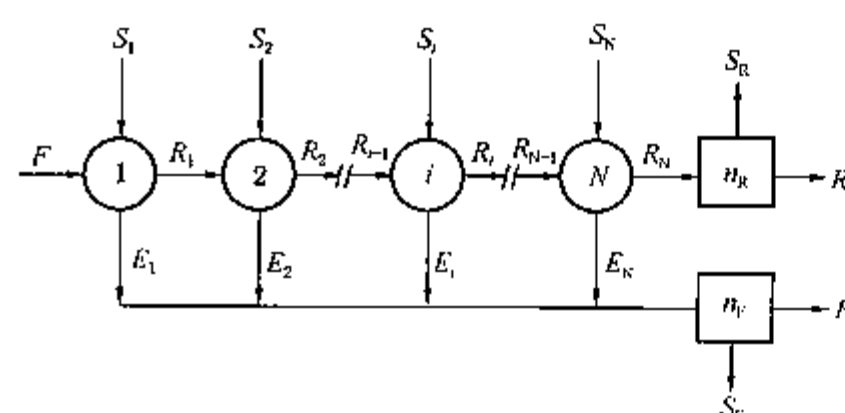


图 11-19 多级错流萃取流程示意图

从每一级得到的萃取相中含有大量萃取剂, 将各级排出的萃取相汇集后送入回收设备  $n_E$ , 回收萃取剂  $S_E$  并得到萃取液  $E'$ 。

多级错流萃取流程的计算只是单级萃取计算的多次重复，因此单级萃取的计算方法也适用于多级错流萃取，只是前一级的萃余相作为下一级的原料液。

(一) 解析法

若萃取剂与稀释剂不互溶，且在操作范围内溶质的分配系数  $K$  为常数时，采用解析计算较方便。当使用纯萃取剂时，对任一级萃取，同样有如式(11-16)所示的关系式，即

$$X_i = \frac{X_{i-1}}{1 + \frac{S_i}{B}K} \tag{11-17}$$

可以证明，当萃取剂总量一定时，以加入到各级的量都相等时的萃取效果最好。因此，按这个原则进行多级错流萃取操作时，各级的萃取剂比相等，则有

$$X_i = \frac{X_{i-1}}{1 + \frac{S}{B}K} \tag{11-18}$$

令

$$\varepsilon = \frac{S}{B}K = \frac{SY_i}{BX_i} \tag{11-19}$$

式中  $\varepsilon$ ——萃取因数，即每级达平衡后的萃取相中溶质的量与萃余相中溶质的量之比。

因各级的萃取剂比相等，所以每级的萃取因数也相等，则有

$$X_i = \frac{X_{i-1}}{1 + \varepsilon} \tag{11-20}$$

从  $i=1$  (此时  $X_{i-1} = X_0 = X_F$ ) 至  $i=N$ ，逐级联解其物料衡算和相平衡方程可得到最终萃余相组成为

$$X_N = \frac{X_F}{(1 + \varepsilon)^N} \tag{11-21}$$

因此，欲达到规定的  $X_N$  所需要的理论级数  $N$  为

$$N = \frac{\lg \left( \frac{X_F}{X_N} \right)}{\lg (1 + \varepsilon)} \tag{11-22}$$

由式(11-21)可知，经  $N$  级错流萃取后，溶质 A 的萃余率  $\varphi$  为

$$\varphi = \frac{BX_N}{BX_F} = \frac{1}{(1 + \varepsilon)^N} \tag{11-23}$$

则萃取率以  $\rho$  表示，即为

$$\rho = 1 - \varphi = 1 - \frac{1}{(1 + \varepsilon)^N} \tag{11-24}$$

可见，萃取因数愈大或萃取级数愈多，萃取率就愈高。

(二) 图解法

如 S 与 B 部分互溶，采用三角形相图图解比较方便。图 11-20 表示了一个三级错流萃取操作的图解过程，每级所用萃取剂中含有少量溶质 A 和稀释剂 B。图中的平衡连

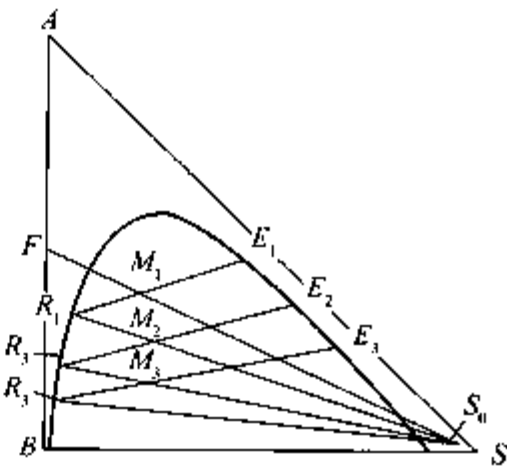


图 11-20 三级错流萃取图解计算图

结线数目即为最终萃余相中溶质组成等于规定要求时所需要的理论级数。

当在操作条件下萃取剂与稀释剂不互溶或互溶度可以忽略时，多级错流萃取中各级萃余相中稀释剂的量均相等，均等于原料液中的稀释剂量，而且加到每一级中的萃取剂都进入萃取相，此时萃余相和萃取相中溶质的组成可用质量比表示，常采用  $Y-X$  直角坐标图进行图解计算。

当加入到每一级的萃取剂量相等时，可参照式(11-16)分别写出多级错流萃取操作中第 1 级和其他任一级( $i$ )的溶质的物料衡算方程式为

$$(Y_1 - Y_0) = -\frac{B}{S}(X_1 - X_F)$$

(11-25)

和

$$(Y_i - Y_0) = -\frac{B}{S}(X_i - X_{i-1})$$

(11-26)

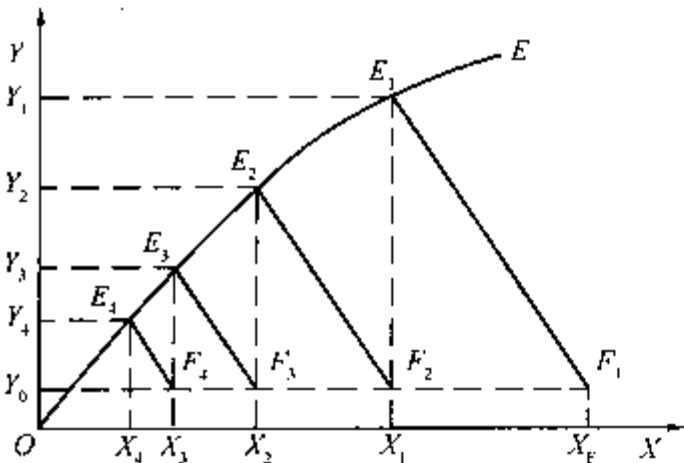


图 11-21 S 与 B 互不相溶时的多级错流萃取图解计算图

式(11-26)为操作线方程，表示两级之间的萃取相组成  $Y_i$  与萃余相组成  $X_{i-1}$  之间的关系，在  $Y-X$  直角坐标图上即为通过点  $F_i(X_{i-1}, Y_0)$ 、斜率为  $-B/S$  的一条直线。因各级操作线的斜率均相等，故各操作线互相平行。图 11-21 所示为 4 级错流萃取图解示意图。由已知条件，从点  $F_1(X_F, Y_0)$  开始逐级作操作线，直至最终萃余相中溶质的组成等于规定值，各操作线与相平衡线(分配曲线)  $OE$  的交点  $E_i$  的坐标值即为离开各级的萃取相和萃余相达到平衡时的组成  $Y_i, X_i$ ，因此

此操作线与分配曲线的交点数目即为欲达到分离要求所需要的理论级数。如果最终萃余相中溶质的组成小于规定值，那么最后一级可按比例取小数，所需要的理论板数不是整数。

【例 11-2】 在 25℃ 下用异丙醚为萃取剂分离含醋酸 35% (质量分数) 的醋酸水溶液，萃取物系的溶解度曲线及辅助曲线如图 11-22 所示，原料液的处理量为 100kg/h，试求：

(1) 用 100kg/h 纯萃取剂进行单级萃取时所得的萃取相和萃余相的流量及醋酸组成；

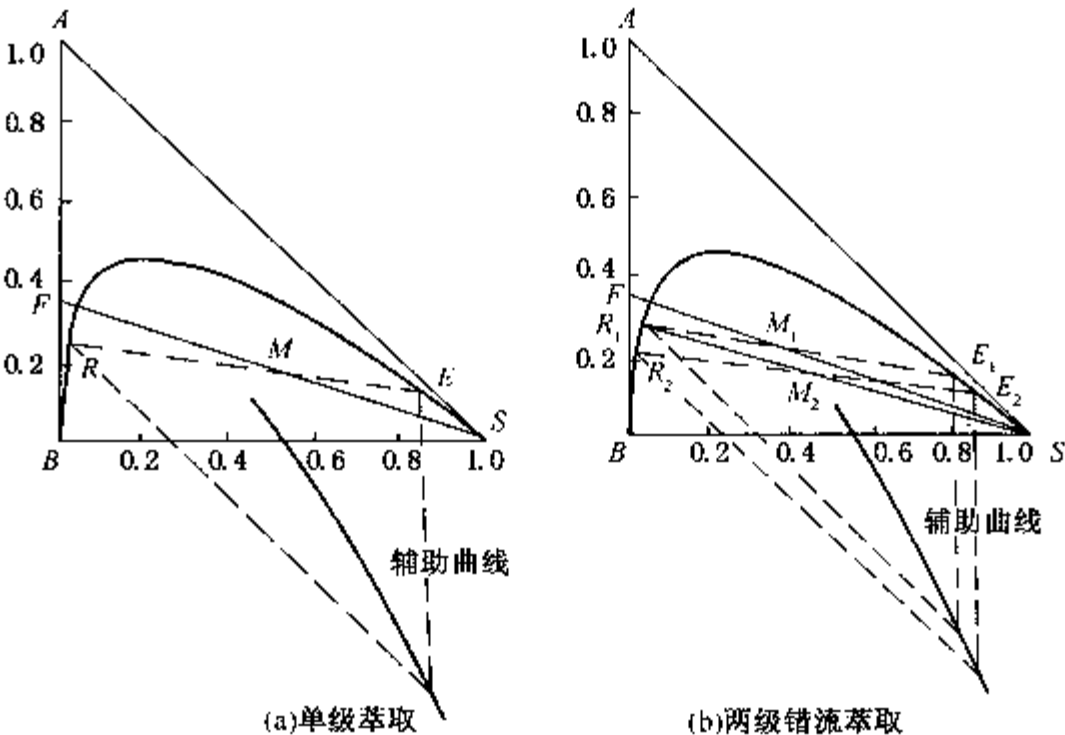


图 11-22 例 11-2 附图

(2) 每次用 50kg/h 纯萃取剂进行两级错流萃取时所得的最终萃余相流量及醋酸组成;

(3) 上述两种萃取操作的萃余率。

解: (1) 根据  $x_F = 0.35$  (质量分率) 在图 11-22(a) 的 AB 边上确定 F 点, 连结 FS。因为  $F = S$ , 混合点 M 位于 FS 中点, 则总液流量为

$$M = F + S = 100 + 100 = 200 \text{ kg/h}$$

借助于辅助曲线作过 M 点的平衡连结线 RE, 且从图上量出线段  $\overline{RM}$  和  $\overline{RE}$  的长度, 由式 (11-10) 和式 (11-11) 可得

$$E = M \cdot \frac{\overline{RM}}{\overline{RE}} = 200 \times \frac{19.0}{37} = 102.7 \text{ kg/h}$$

$$R = M - E = 200 - 102.7 = 97.3 \text{ kg/h}$$

从图 11-22(a) 读得萃取相和萃余相中醋酸的组成分别为  $y = 0.17$ 、 $x = 0.25$  (质量分数)。

(2) 进入第 1 级萃取器的总液流量为

$$M_1 = F + S_1 = 100 + 50 = 150 \text{ kg/h}$$

混合点  $M_1$  与 S 点间的长度为:

$$\overline{M_1 S} = \frac{F}{M_1} \cdot \overline{FS} = \frac{100}{150} \times 46 = 30.7$$

由线段  $\overline{M_1 S}$  的长度可在图 11-22(b) 上确定  $M_1$  点的位置。借助辅助曲线作出过  $M_1$  点的平衡连结线  $R_1 E_1$ , 从图中量得线段  $\overline{M_1 E_1}$  和  $\overline{R_1 E_1}$  的长度, 则第 1 级萃余相的流量为

$$R_1 = M_1 \cdot \frac{\overline{M_1 E_1}}{\overline{R_1 E_1}} = 150 \times \frac{21}{35} = 90 \text{ kg/h}$$

进入第 2 级萃取的总液流量为:

$$M_2 = R_1 + S_2 = 90 + 50 = 140 \text{ kg/h}$$

混合点  $M_2$  与 S 点间的长度为:

$$\overline{M_2 S} = \frac{R_1}{M_2} \cdot \overline{R_1 S} = \frac{90}{140} \times 43.5 = 28$$

由线段  $\overline{M_2 S}$  的长度可在图 11-22(b) 上确定  $M_2$  点的位置。借助于辅助线作过  $M_2$  点的平衡连结线  $R_2 E_2$ , 从图中量得线段  $\overline{M_2 E_2}$  和  $\overline{R_2 E_2}$  的长度, 则第 2 级萃余相的流量为:

$$R_2 = M_2 \cdot \frac{\overline{M_2 E_2}}{\overline{R_2 E_2}} = 140 \times \frac{21}{37} = 79.5 \text{ kg/h}$$

从图 11-22(b) 读得第 2 级萃余相中醋酸的组成为  $x_2 = 0.22$  (质量分数)。

(3) 两种萃取操作的萃余率为

$$\text{单级萃取} \quad \varphi_1 = \frac{R x}{F x_F} = \frac{97.3 \times 0.25}{100 \times 0.35} = 0.695$$

$$\text{两级错流萃取} \quad \varphi_2 = \frac{R_2 x_2}{F x_F} = \frac{79.5 \times 0.22}{100 \times 0.35} = 0.50$$

由以上结果可知, 用同样的萃取剂总量时, 两级错流萃取的萃余率低于单级萃取的萃余率, 说明两级错流萃取的效果优于单级萃取。

【例 11-3】 原料液为含丙酮 20% (质量分数, 下同) 的水溶液, 其流量为 800kg/h。现以纯三氯乙烷为萃取剂, 在 25℃ 下采用多级错流萃取过程从原料液中萃取丙酮, 每一级的三氯乙烷用量为 320kg/h。要求最终萃余相中丙酮的含量降到 5%, 求所需要的理论级数和萃余相、萃取相的流量。在 25℃ 下的平衡数据列于表 11-2 中。

表 11-2 丙酮(A)-水(B)-三氯乙烷(S)在 25℃ 下的平衡数据(质量分数) %

序 号	萃 余 相			萃 取 相		
	A	B	S	A	B	S
1	5.96	93.52	0.52	8.75	0.32	90.93
2	10.00	89.40	0.60	15.00	0.60	84.40
3	13.97	85.35	0.68	20.78	0.90	78.32
4	19.05	80.16	0.79	27.66	1.33	71.01
5	27.63	71.33	1.04	39.39	2.40	58.21
6	35.73	62.67	1.60	48.21	4.26	47.53
7	46.05	50.20	3.75	57.40	8.90	33.70

解: (1) 图解法

由表 11-2 可知, 当丙酮水溶液中丙酮的组成  $x < 20\%$  时, 三氯乙烷与水的互溶度相当小, 可视为不相溶, 故可用  $Y-X$  直角坐标图计算。现以下述关系对表 11-2 中  $x < 20\%$  的平衡数据进行换算, 得到的丙酮在萃余相和萃取相中的平衡数据(质量分数)列于表 11-3。

$$X = \frac{x}{1-x} \text{ 和 } Y = \frac{y}{1-y}$$

表 11-3 丙酮在萃余相和萃取相中的平衡数据

序 号	X(质量分数)	Y(质量分数)	序 号	X(质量分数)	Y(质量分数)
1	0.0633	0.0959	3	0.1624	0.2623
2	0.1111	0.1765	4	0.2353	0.3830

将表 11-3 中的平衡数据标绘在  $Y-X$  直角坐标上, 即得平衡线(分配曲线)  $OE$ , 如图 11-23 所示。原料液中稀释剂流量为

$$B = F(1 - x_F) = 800 \times (1 - 0.2) = 640\text{kg/h}$$

操作线斜率为:  $-(B/S) = -(640/320) = -2$

原料液及最终萃余相中丙酮的组成(质量分数)为

$$X_F = \frac{x_F}{1-x_F} = \frac{0.2}{1-0.2} = 0.25$$

$$X_N = \frac{x_e}{1-x_e} = \frac{0.05}{1-0.05} = 0.0526$$

因使用纯萃取剂, 故通过图 11-23 中点  $F_1(0.25, 0)$  作斜率为  $-2$  的操作线  $F_1E_2$ , 交平衡线  $OE$  于  $E_1$  点; 自  $E_1$  点作垂线, 交  $X$  轴于点  $F_2(X_1, 0)$ , 通过  $F_2$  点再作斜率为  $-2$  的操作线, 交平衡线于  $E_2$  点。依次类推, 可知经三级错流萃取之后, 萃余相组成  $X_3 \approx 0.0422$ , 已低于所要求的组成  $0.0526$ , 故需要 2.7 个理论萃取级可达到萃取分离

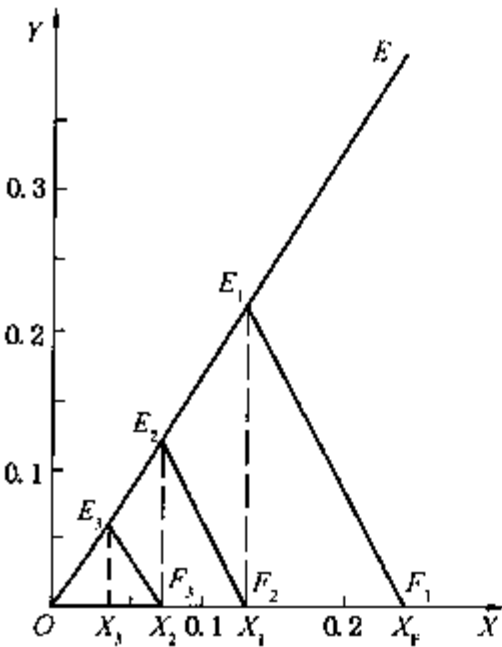


图 11-23 例 11-3 附图

要求。

(2) 解析法

萃余相的流量为

$$R_3 = B + BX_3 = 640 + 640 \times 0.0422 = 667\text{kg/h}$$

萃取相的流量为

$$E = E_1 + E_2 + E_3 = F + S_1 + S_2 + S_3 - R_3 = 800 + 320 \times 3 - 667 = 1093\text{kg/h}$$

由图 11-23 可知，相平衡线  $OE$  为通过原点的直线，其斜率（即分配系数） $K = 1.60$ ，此时，可应用式(11-22)计算欲达到最终萃取相中丙酮的含量低于  $X_N = 0.0526$ （质量分数）的要求所需要的理论萃取级数。因  $\varepsilon = SK/B = 320 \times 1.60/640 = 0.8$ ，则

$$N = \frac{\lg \left( \frac{x_F}{x_N} \right)}{\lg (1 + \varepsilon)} = \frac{\lg \left( \frac{0.25}{0.0526} \right)}{\lg (1 + 0.8)} = \frac{0.677}{0.255} = 2.655$$

故所需要的理论级为 2.655 级，与图解计算结果一致。

多级错流萃取，由于每一级均加入了新鲜萃取剂，有利于提高传质推动力，降低萃余相中溶质的浓度；但萃取剂用量大，萃取剂的回收和输送耗能也大。因此，从经济性考虑，在工业中很少用多级错流萃取，只有当分配系数很大或萃取剂为水无需回收等情况下才采用。

三、多级逆流萃取过程

多级逆流萃取过程是将多个单级萃取操作串联起来，实现萃取相与萃余相的逆流操作，如图 11-24 所示。原料液进入第 1 级，每一级的萃余相依次进入后一级，最终萃余相从最后一级流出；萃取剂从最后一级进入，每一级的萃取相依次进入前一级，与萃余相逆向流动，最终的萃取相从第 1 级流出。因此，多级逆流萃取的萃余相溶质组成从第 1 级到第  $N$  级逐级降低，而萃取相的溶质组成从第  $N$  级到第 1 级逐级升高。虽然进入第  $N$  级的萃余相  $R_{N-1}$  的溶质组成  $x_{N-1}$  已经较小，但只要进入第  $N$  级的萃取剂  $S$  中不含溶质或其中溶质的组成低于与  $x_{N-1}$  成平衡的组成  $y_{N-1}$ ， $R_{N-1}$  与  $S$  充分接触传质，就能使  $x_{N-1}$  进一步降低到  $x_N$ ；同样，进入第 1 级的萃取相  $E_2$  中溶质的组成已经较高，但只要进入第 1 级的原料液  $F$  的溶质的组成  $x_F$  高于与  $y_2$  成平衡的  $x_2$ ，则  $E_2$  与  $F$  充分接触传质，就能使  $y_2$  进一步提高到  $y_1$ 。因此，多级逆流萃取过程可在萃取剂用量较少的情况下获得较大的分离程度，应用较广，特别是当原料液中溶质 A 和稀释剂 B 均为产品而需要较完全地分离的情况。

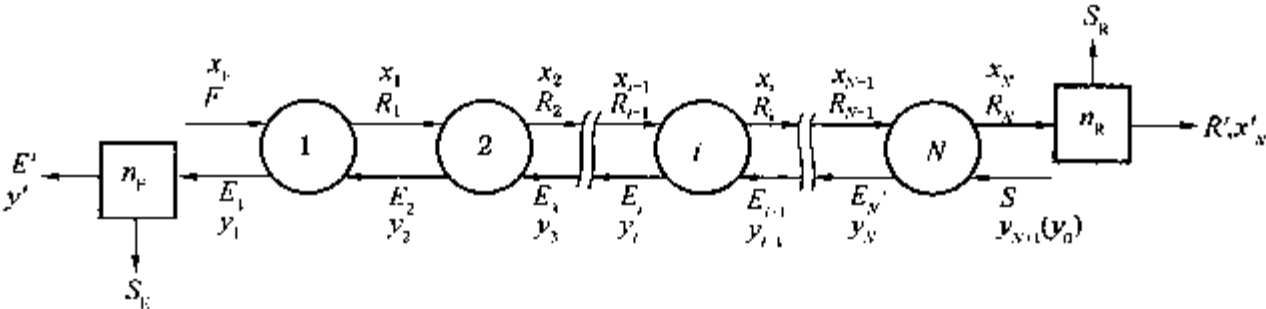


图 11-24 多级逆流萃取流程示意图

多级逆流萃取计算也分设计型计算和操作型（标定）计算。设计计算中，通常已知物系的相平衡数据、原料液流量  $F$  及组成  $x_F$ ，选定萃取剂用量  $S$  及组成  $y_0$ ，并根据分离要求规定最终萃余相中溶质的组成  $X_N$ ，计算所需理论级数  $N$  和离开各级的萃取相、萃余相的流量和组成。标定计算是在理论级数  $N$  已定时，确定完成分离任务所需的萃取剂用量  $S$ 。



计算仍然依据物系的相平衡关系和物料衡算关系，计算方法同样有图解法和解析法。

(一) 三角形相图图解法

对于萃取剂与稀释剂部分互溶的物系，经过每级的两相中均含有 3 个组分，且各自的流量逐级变化，对这样的体系必须借助于三角形相图进行图解计算，如图 11-25 所示。

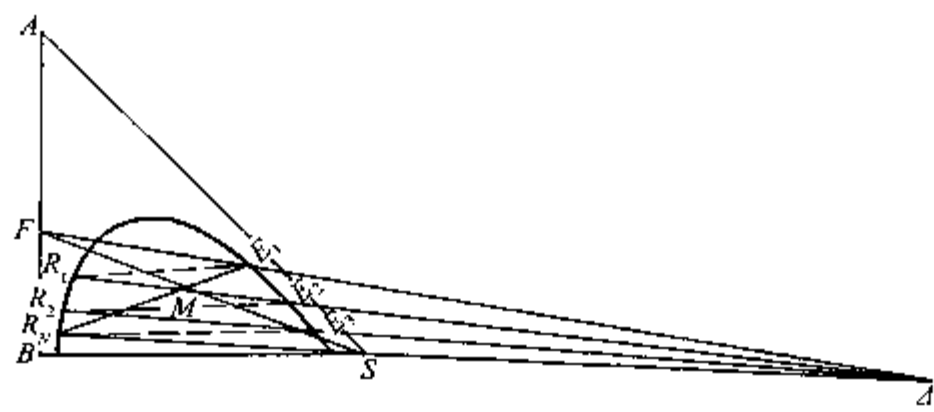


图 11-25 多级逆流萃取理论板数的图解计算

1. 理论级数

在三角形相图上逐级图解法的步骤与原理如下：

- (1) 首先根据物系的相平衡数据，在三角形相图上绘制出溶解度曲线和辅助曲线。
- (2) 确定萃取相  $E_1$ 、萃余相  $R_N$  的流量和组成。

萃取系统的总物料衡算式为

$$F + S = E_1 + R_N = M \tag{11-27}$$

总物流的混合点  $M$  必定在直线  $FS$  上， $M$  点位置根据杠杆定律确定；同时， $M$  点也必定在  $R_N$  与  $E_1$  的联线上，根据  $X_N$  确定  $R_N$  的位置，连接  $R_N$  点与  $M$  点并延长与溶解度曲线交于  $E_1$  点，即为最终萃取相的组成点。流量  $E_1$  和  $R_N$  分别为

$$E_1 = M \cdot \frac{\overline{R_N M}}{\overline{R_N E_1}} \tag{11-28}$$

$$R_N = M - E_1 \tag{11-29}$$

- (3) 通过物料衡算确定操作线方程。

由每一级的总物流衡算整理可得

$$F - E_1 = R_1 - E_2 = \cdots = R_{N-1} - E_N = R_N - S = \Delta \tag{11-30}$$

或 
$$E_1 - F = E_2 - R_1 = \cdots = E_N - R_{N-1} = S - R_N = \Delta \tag{11-31}$$

以上两式称为多级逆流萃取的操作线方程，它表明稳定操作时，进入任一级与离开该级的两物流（即级间两物流）流量差为一常数，以  $\Delta$  表示；同时，在三角形相图上级间两物流的组成点  $R_{i-1}$ 、 $E_i$ 、 $\Delta$  点三点共线，各直线  $FE_1\Delta$ 、 $R_1E_2\Delta$ 、 $\cdots$ 、 $R_NS\Delta$  即为操作线， $\Delta$  点称为操作点，即已定出的直线  $FE_1$  与  $R_NS$  的延长线交点。由于在三角形相图之外的组成实际上并不存在，故  $\Delta$  点的组成是虚拟的。

- (4) 应用溶解度曲线与物料衡算关系，逐级计算求理论级数。

操作点  $\Delta$  确定后，过  $E_1$  点作平衡联结线与溶解度曲线交  $R_1$  点，过  $\Delta$ 、 $R_1$  点连操作线与溶解度曲线交  $E_2$  点；再过  $E_2$  点作平衡联结线与溶解度曲线交  $R_2$  点，过  $\Delta$ 、 $R_2$  点联操作线与溶解度曲线交  $E_3$  点；依次类推，交替运用平衡联结线（即相平衡关系）和操作线（即物料衡算关系），直至某平衡联结线得到的萃余相中溶质的组成等于规定的最终萃余相组成  $x_N$



为止，则三角形相图上所作出的平衡连结线数目即为多级逆流萃取操作所需要的理论级数。

### 2. 萃取剂用量与最小萃取剂比

当萃取物系的平衡数据、原料液的流量及组成确定后，操作点  $\Delta$  的位置与萃取剂流量有关，可能在三角形相图的左侧，也可能在右侧。图 11-26 表示操作点  $\Delta$  的位置与萃取剂比  $S/F$  的关系。由图可见，当  $\Delta$  点在相图右侧时，增加  $S/F$ ，混合点  $M$  离  $S$  点越近(如图中  $M_1$  点)；而逐渐减小  $S/F$  时， $\Delta$  点则远离  $S$  点，有时甚至移到相图左侧(如图中  $M_2$ 、 $M_3$  点)；而当  $\Delta$  点在相图左侧时，如果  $S/F$  越小，操作点  $\Delta$  越靠近  $B$  点。

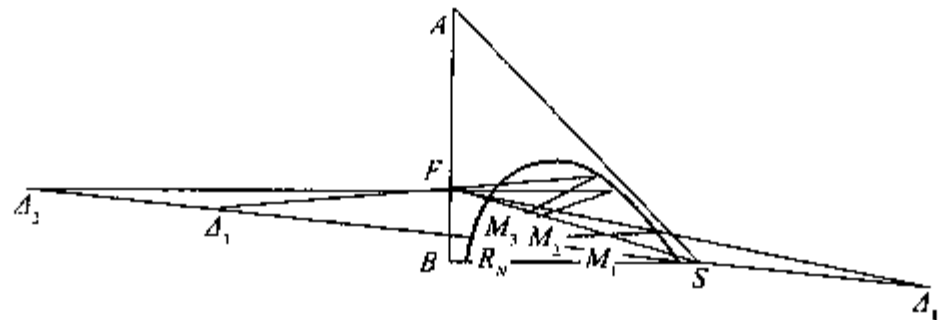


图 11-26 萃取剂用量与操作点  $\Delta$  位置的关系

萃取操作中的溶剂比与精馏操作中的液气比、吸收操作中的液气比相似。在萃取过程中，萃取剂用量越少，操作线与连结线的斜率愈接近，完成分离任务所需的理论级数就越多。当  $S$  减少至某一极限值时，在操作范围内就会有一条平衡连结线的延长线通过操作点  $\Delta$ ，即在此处操作线与平衡联结线重合，表明两相间传质推动力趋于零，完成规定的分离任务需要无穷多的理论级数，此时的萃取剂比称为最小萃取剂比  $(S/F)_{\min}$ 。

根据以上分析，在图解时将操作范围  $(x_F - x_N)$  内若干条平衡联结线延长，分别与直线  $R_N S$  的延长线相交于若干点  $\Delta_1$ 、 $\Delta_2$ ……，其中最左边的交点即为对应于最小萃取剂比的操作点  $\Delta_{\min}$  (即取可能的  $\Delta_{\min}$  的最大者)，如图 11-27 所示。一般将通过进料点  $F$  的那条平衡联结线延长，与直线  $R_N S$  的延长线的交点作为操作点  $\Delta_{\min}$ ，如图 11-28 所示。

$F$  点与  $\Delta_{\min}$  点的连线与溶解度曲线的交点即为  $(S/F)_{\min}$  对应的萃取相组成点  $E_{m1}$ 。连结  $R_N E_{m1}$  和  $FS$ ，其交点  $M_m$  为最小萃取剂用量  $S_{\min}$  与原料液  $F$  的和点，则最小萃取剂比为：

$$\left(\frac{S}{F}\right)_{\min} = \frac{\overline{FM_m}}{\overline{M_m S}} \tag{11-32}$$

实际操作时的萃取剂比应大于  $(S/F)_{\min}$ 。当萃取剂比较小时，操作费用较低，但完成同样分离任务所需要的理论级数增多，萃取设备的费用增大；反之，操作费用较高，但萃取设备费用减小。因此，要权衡经济效益，确定适宜的萃取剂比。在萃取操作中，级数对费用的影响比萃取剂用量对费用的影响更明显，故设计时所采取的实际萃取剂比一般为最小萃取剂比的 1.2~2 倍。

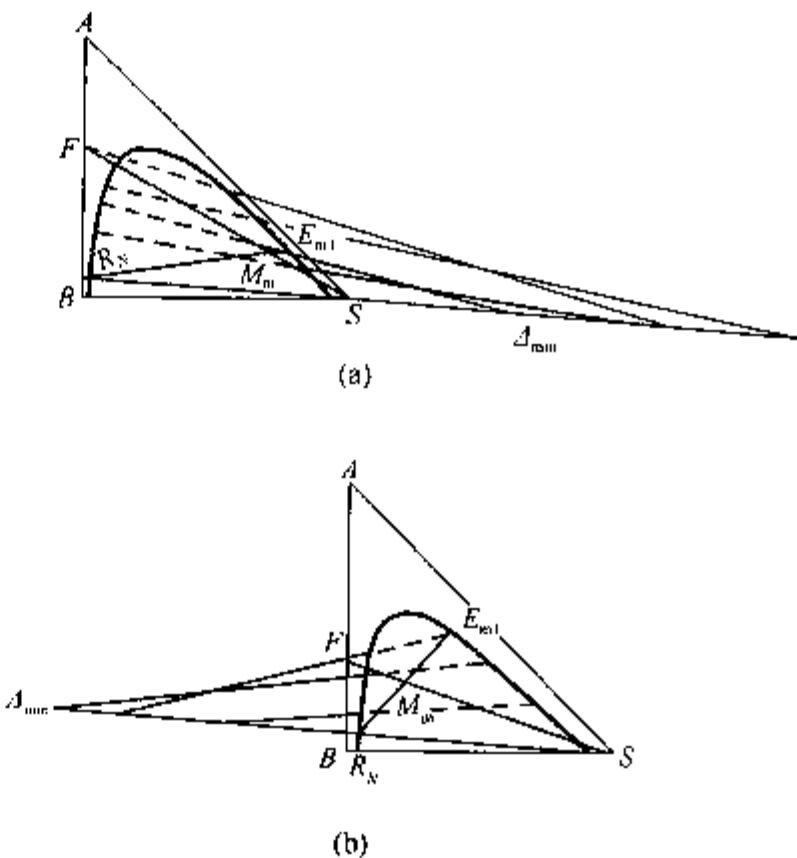


图 11-27  $\Delta_{\min}$  点图示

(a)  $\Delta_{\min}$  位于相图右侧；(b)  $\Delta_{\min}$  位于相图左侧

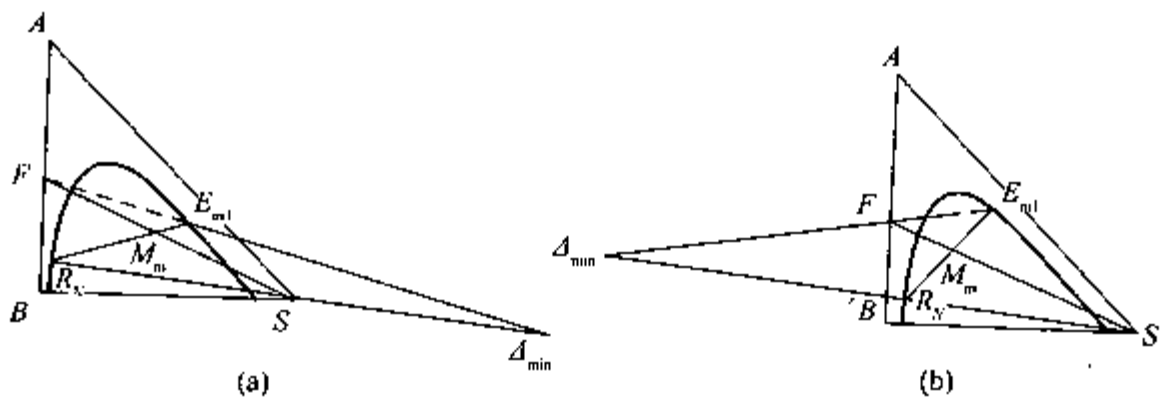


图 11-28  $\Delta_{\min}$ 点位置和最小萃取剂比的图解法  
(a)  $\Delta_{\min}$ 位于相图右侧; (b)  $\Delta_{\min}$ 位于相图左侧

【例 11-4】 用 25℃ 的纯水为萃取剂，从丙酮 - 氯仿溶液中萃取丙酮。原料液中丙酮的组成为 0.4 (质量分数，下同)，操作时的萃取剂比为最小萃取剂比的 2 倍。今采用多级逆流萃取操作以使最终萃余相中丙酮的组成不大于 0.11，求所需要的理论级数。物系的平衡数据列于表 11-4。

表 11-4 丙酮(A) - 氯仿(B) - 水(S)的液 - 液平衡数据(25℃) (质量分数)

序 号	萃 余 相			萃 取 相		
	A	B	S	A	B	S
1	0.090	0.900	0.010	0.030	0.010	0.960
2	0.237	0.750	0.013	0.083	0.012	0.905
3	0.320	0.664	0.016	0.135	0.015	0.850
4	0.380	0.600	0.020	0.174	0.016	0.810
5	0.425	0.550	0.025	0.221	0.018	0.761
6	0.505	0.450	0.045	0.319	0.021	0.660
7	0.570	0.350	0.080	0.445	0.045	0.510

解：(1) 按表 11-4 中的平衡数据绘制出三角形相图，并以  $x_F = 0.4$  和  $x_N = 0.11$  在三角形相图上确定  $F$  点和  $R_N$  点，如图 11-29(a)、(b) 所示。

(2) 过  $F$  点作平衡联结线，将其延长与  $R_N S$  的延长线交于  $\Delta_{\min}$  点，见图 11-29(a)。直线  $F\Delta_{\min}$  与溶解度曲线交于  $E_{m1}$  点。连接  $FS$  和  $R_N E_{m1}$  得交点  $M_m$ 。根据式(11-32)可得

$$\left(\frac{S}{F}\right)_{\min} = \frac{FM_m}{M_m S} = \frac{24}{24} = 1$$

则实际操作萃取剂比为

$$\frac{S}{F} = 2 \left(\frac{S}{F}\right)_{\min} = 2 \times 1 = 2$$

(3) 如图 11-29(b) 所示，连结  $FS$ 。由于  $F + S = M$ ，则

$$\frac{MS}{FS} = \frac{F}{F + S} = \frac{1}{1 + \frac{S}{F}} = \frac{1}{1 + 2} = \frac{1}{3}$$

由此可在直线  $FS$  上确定实际操作时的和点  $M$ ，连接  $R_N M$  并延长与溶解度曲线交  $E_1$  点，连结  $FE_1$  并延长与  $R_N S$  的延长线之交点即为实际的操作点  $\Delta$ 。过  $E_1$  点作平衡联结线得  $R_1$ ；连结  $R_1 \Delta$  与溶解度曲线交  $E_2$  点，过  $E_2$  点作平衡联结线得  $R_2$ ；依次类推，因为第 3 级萃余

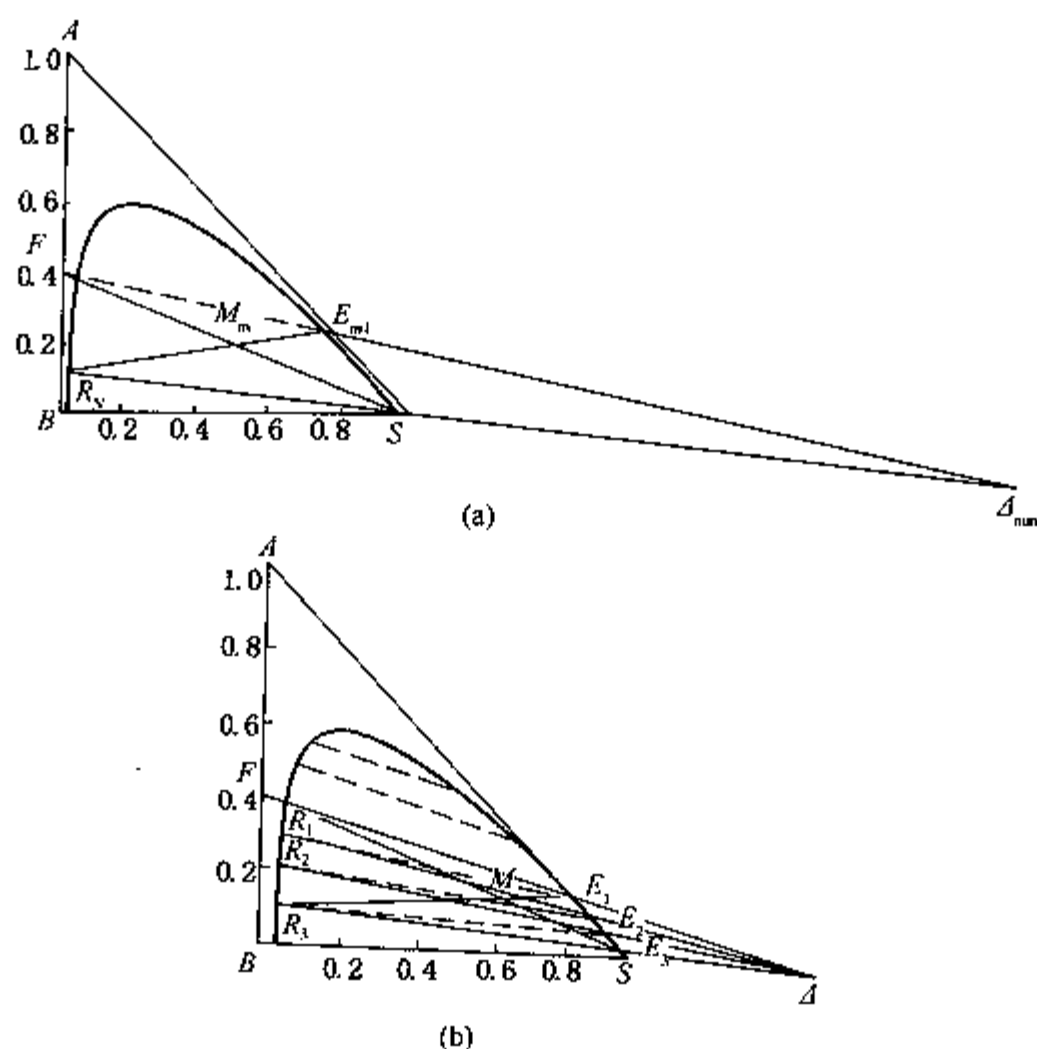


图 11-29 例 11-4 附图

相的溶质组成  $x_3 \approx 0.11$ ，故需要 3 个理论级。

萃取级数的确定是设计问题，关于萃取过程的标定问题，即给定萃取级数的情况下，确定完成分离任务所需要的萃取剂用量，一般需要试差，即先假设一个萃取剂用量，然后按给定的级数逐级求解，看能否达到所要求的分离任务；若不能完成，则需要重新假设萃取剂用量，重复计算，直至达到所要求的分离任务为止。

## (二) 直角坐标图解法

如果萃取操作所需理论级数较多，在三角形相图上图解就不够清晰。此时，可在直角坐标上画出分配曲线与操作线，然后采用梯级作图法求解理论级数。多级逆流萃取过程在直角坐标相图中的图解计算方法与吸收过程很类似。

### 1. 萃取剂与稀释剂部分互溶

如图 11-30(a) 所示，按照上述三角形相图图解法确定  $F$ 、 $R_N$ 、 $M$ 、 $E_1$  及  $\Delta$  等点的位置，并在操作范围  $E_1$  至  $R_N$  内过操作点  $\Delta$  任意作若干条操作线，每一操作线与溶解度曲线

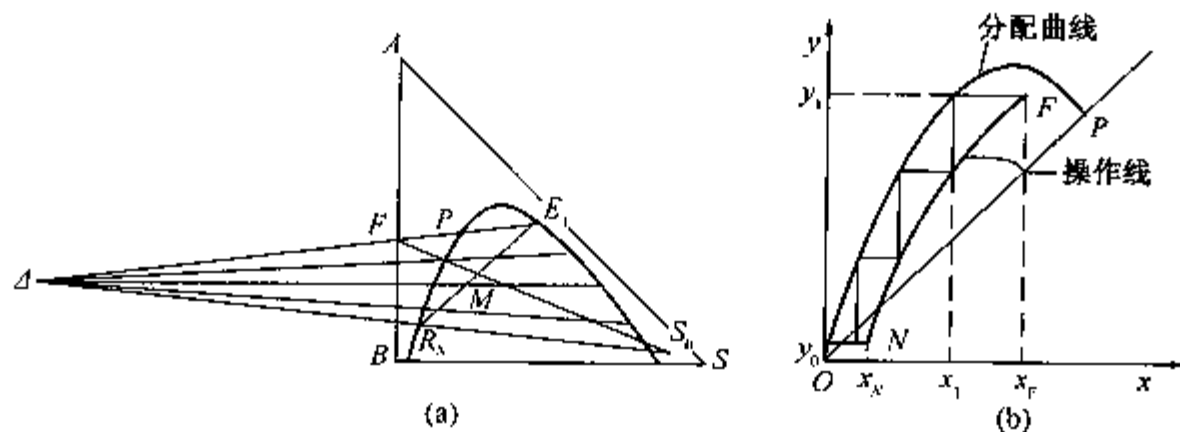


图 11-30 直角坐标  $y-x$  图解法

的两个交点的组成  $x_{i-1}$ 、 $y_i$ ，即为在  $y-x$  直角坐标图上的一个操作点  $(x_{i-1}, y_i)$ ，若干个操作点的连线即为直角坐标上多级逆流萃取的操作线，操作线的起点为  $F(x_F, y_1)$ ，其终点为  $N(x_N, y_0)$ ，如图 11-30(b) 所示。对于萃取剂与稀释剂部分互溶的萃取体系，在直角坐标  $y-x$  上的操作线并非直线。从起点  $F$  开始交替运用操作线与分配曲线依次作梯级直至达到或跨过  $N$  点为止，所得梯级数即为所需要的理论级数。

2. 萃取剂与稀释剂不互溶

如果萃取剂与稀释剂互不相溶，或在操作范围内互溶度可忽略不计时，各级萃取相和萃余相中均只含两个组分，且各级萃余相中的稀释剂量均与原料液中的量相等，而各级萃取相中的萃取剂量均与加入的萃取剂量相等。此时，可用质量比表示组成，在  $Y-X$  直角坐标图上进行图解计算，见图 11-31。

对图 11-24 所示的整个多级逆流萃取系统作溶质 A 的物料衡算，可得

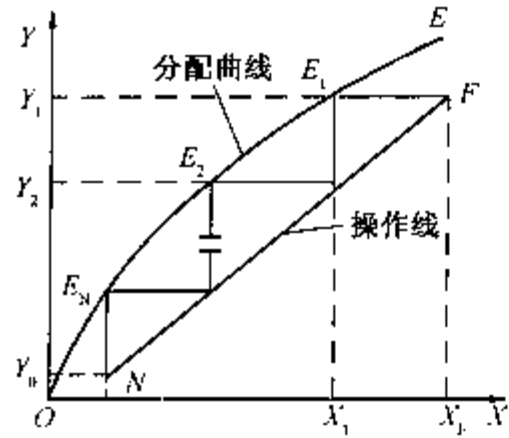


图 11-31 直角坐标  $y-x$  图解法

$$B(X_F - X_N) = S(Y_1 - Y_0) \tag{11-33}$$

如从第  $i$  级至第  $N$  级逆流萃取系统作溶质 A 的物料衡算，可得

$$BX_{i-1} + SY_0 = BX_N + SY_i$$

或

$$Y_i = (B/S)(X_{i-1} - X_N) + Y_0 \tag{11-34}$$

式中  $X_{i-1}$ 、 $X_N$ ——第  $i-1$  级和第  $N$  级萃取相中的溶质质量比；

$Y_i$ 、 $Y_0$ ——第  $i$  级萃取相和萃取剂中溶质质量比。

式(11-34)关联了任意相邻两级间两液相中溶质组成的关系，故称为操作线方程。因  $B/S$  对各级均为常数，所以操作线为斜率  $B/S$ 、通过点  $F(X_F, Y_1)$  与点  $N(X_N, Y_0)$  的直线。当  $S$  用量确定后，可由式(11-34)作出操作线。

如  $X_F$ 、 $Y_0$  给定，规定了最终萃取组成  $X_N$ ，则操作线上的  $N(X_N, Y_0)$  点就确定了。此时，如减小萃取剂比  $S/F$ ，则操作线斜率  $B/S$  增大，操作线靠近分配曲线，所需要的理论级数增多。当萃取剂比减小到使操作线上进料点  $F$  或其他某一点与分配曲线相切(或相交)(如图 11-32 所示)时，所需要的理论级为无穷多，这时操作线的斜率最大，而萃取剂比则为最小萃取剂比  $(S/F)_{min}$ ，这就相当于图 11-28 和图 11-27 所示的在操作范围内操作线与平衡

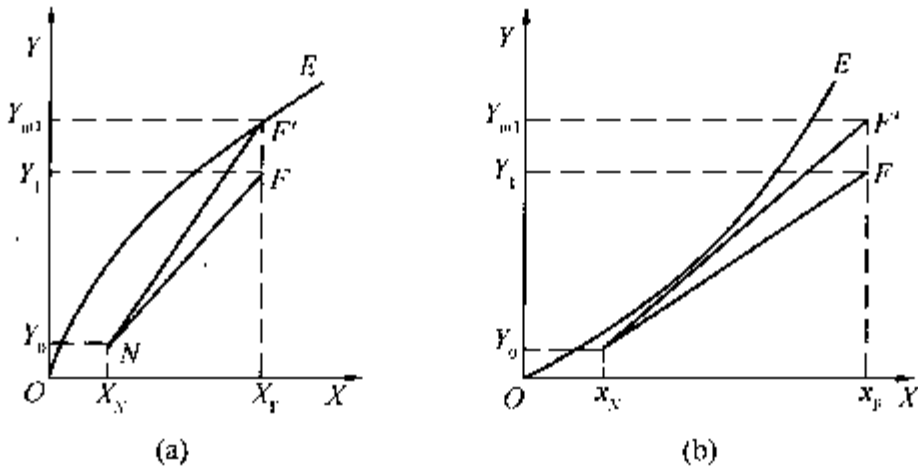


图 11-32 多级逆流萃取的最小萃取剂比图示

(a) 操作线与分配曲线在进料点  $F$  处相遇；(b) 操作线与分配曲线相切于某点

连结线重合时所确定的最小萃取剂比。显然，在这种情况下最终萃取相组成达到最大值  $Y_{m1}$ 。

【例 11-5】 例 11-4 中萃取系统，原料液中丙酮的组成和实际操作的萃取剂比不变，欲将最终萃余相中丙酮的组成降至 0.05 (质量分率)，试求所需要的理论级数。

解：因要求的最终萃余相中丙酮的组成较低，则所需要的理论级数较多，为了使图解清晰，现采用  $y-x$  直角坐标图进行图解计算。

(1) 按给出的平衡数据在三角形坐标图上绘制出溶解度曲线，并以已知的  $x_F$  和  $x_N$  确定  $F$  和  $R_N$  点，连结  $FS$ ，如图 11-33(a) 所示；在  $y-x$  直角坐标图上绘制出分配曲线  $OE$ ，如图 11-33(b) 所示。

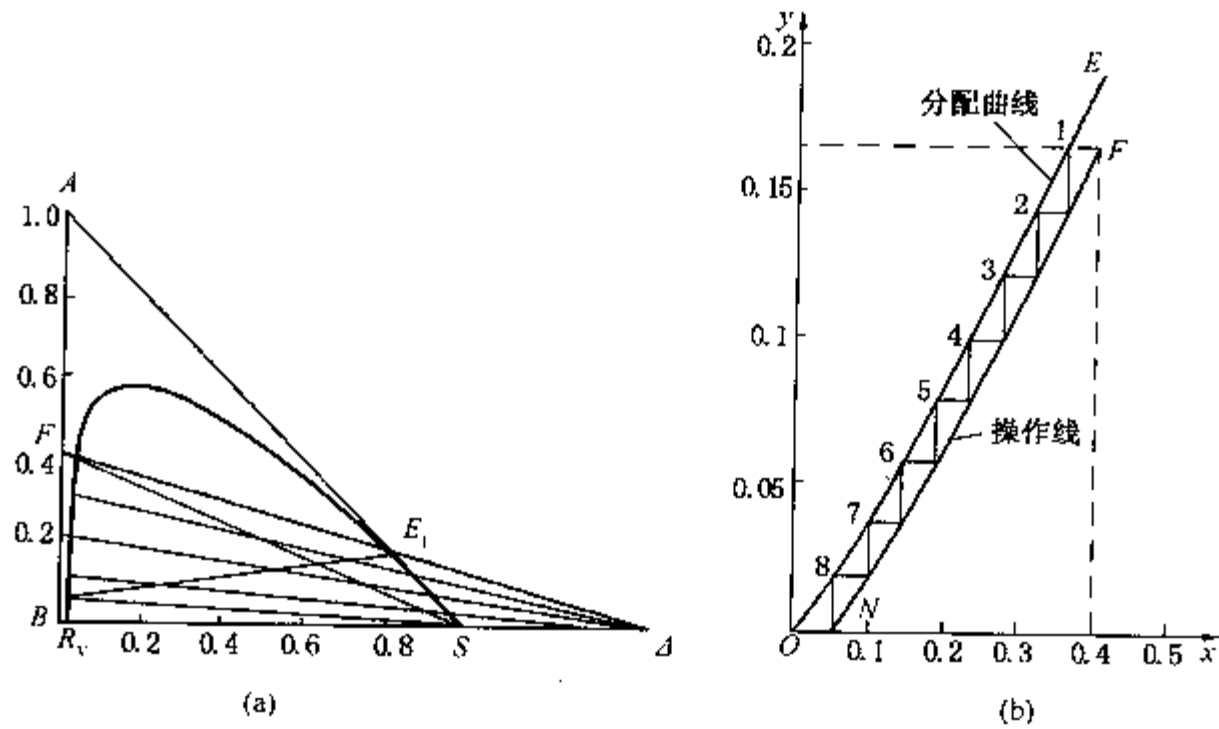


图 11-33 例 11-5 附图

(2) 以  $S/F=2$  在图 11-33(a) 的直线  $FS$  上确定  $M$  点，连结直线  $R_N M$  并延长与溶解度曲线交于  $E_1$  点，连结直线  $FE_1$  并延长与  $R_N S$  的延长线相交得到操作点  $\Delta$ 。在  $F$  至  $R_N$  的范围内，过  $\Delta$  点作若干条操作线与溶解度曲线的左、右半支的交点可读出若干对萃余相和萃取相中丙酮的组成，如表 11-5 所示。

(3) 用表 11-5 中的数据可在图 11-33(b) 上作出操作线  $NF$ ，从点  $F(X_F, y_1)$  开始，在操作线与分配曲线之间作梯级直至  $x \leq 0.05$ ，故共需要 8 个理论级。

表 11-5 例 11-5 附表

$y$	0	0.024	0.066	0.121	0.165
$x$	0.05	0.10	0.20	0.30	0.40

(三) 解析法

如果萃取剂与稀释剂互不相溶时，可用解析法进行多级逆流萃取过程的计算。

1. 分配系数  $K$  逐级变化时的计算法

参照图 11-24，交替运用物料衡算和相衡算关系可推导出多级逆流萃取的计算公式。

第 I 级溶质 A 的物料衡算为

$$BX_F + SY_2 = BX_1 + SY_1$$

或

$$X_1 = X_F + \frac{S}{B}(Y_2 - Y_1)$$

将第1级的平衡关系  $Y_1 = K_1 X_1$  代入上式, 得

$$X_1 = X_F + \frac{S}{B}(Y_2 - K_1 X_1)$$

将第一级萃取因数  $\varepsilon_1 = \frac{S}{B}K_1$  和  $\gamma = \frac{S}{B}$  代入上式得:

$$X_1 = X_F + \gamma Y_2 - \varepsilon_1 X_1$$

则

$$X_1 = \frac{X_F + \gamma Y_2}{1 + \varepsilon_1}$$

第2级溶质A的物料衡算为

$$BX_1 + SY_3 = BX_2 + SY_2$$

或

$$X_2 = X_1 + \gamma(Y_3 - Y_2)$$

将  $X_1 = (X_F + \gamma Y_2)/(1 + \varepsilon_1)$ 、 $\varepsilon_2 = \gamma K_2$  和  $Y_2 = K_2 X_2$  代入上式, 可得

$$X_2 = \frac{X_F + \gamma Y_3(1 + \varepsilon_1)}{1 + \varepsilon_1 + \varepsilon_1 \varepsilon_2}$$

经类似的推导可得第3级的萃余相组成  $X_3$  为:

$$X_3 = \frac{X_F + \gamma Y_4(1 + \varepsilon_1 + \varepsilon_1 \varepsilon_2)}{1 + \varepsilon_1 + \varepsilon_1 \varepsilon_2 + \varepsilon_1 \varepsilon_2 \varepsilon_3}$$

依次类推, 直至第  $N$  级(最末一级)的萃余相组成  $X_N$  为

$$X_N = \frac{X_F + \gamma Y_0(1 + \varepsilon_1 + \varepsilon_1 \varepsilon_2 + \cdots + \varepsilon_1 \varepsilon_2 \cdots \varepsilon_{N-1})}{1 + \varepsilon_1 + \varepsilon_1 \varepsilon_2 + \cdots + \varepsilon_1 \varepsilon_2 \cdots \varepsilon_{N-1} \varepsilon_N} \quad (11-35)$$

令  $e = \varepsilon_1 + \varepsilon_1 \varepsilon_2 + \cdots + \varepsilon_1 \varepsilon_2 \cdots \varepsilon_N$  和  $\pi = \varepsilon_1 \varepsilon_2 \cdots \varepsilon_N$ , 则

$$X_N = \frac{X_F + \gamma Y_0(1 + e - \pi)}{1 + e} \quad (11-36)$$

采用相同的方法可推导出当总理论级数为  $N$  时, 最终萃取相组成  $Y_1$  的计算公式。对整个  $N$  级逆流萃取过程, 溶质A的物料衡算为:

$$BX_F + SY_0 = BX_N + SY_1$$

或

$$Y_1 = Y_0 + \frac{B}{S}(X_F - X_N)$$

将式(11-36)代入上式并化简可得

$$Y_1 = \frac{eX_F/\gamma + \pi Y_0}{1 + e} \quad (11-37)$$

如为纯萃取剂(即  $Y_0 = 0$ )时, 则计算式(11-36)、式(11-37)分别简化为

$$X_N = \frac{X_F}{1 + e} \quad (11-38)$$

$$Y_1 = \frac{eX_F}{\gamma(1 + e)} \quad (11-39)$$

式(11-36)和式(11-37)分别为  $N$  级逆流萃取过程的最终萃余相、萃取相中溶质组成  $X_N$  和  $Y_1$  与进料组成  $X_F$ 、萃取剂组成  $Y_0$ 、级数  $N$ 、物流比  $S/B$  以及各级分配系数  $K_i$  之间的关联式。式(11-38)和式(11-39)为  $Y_0 = 0$  时的相应简化关联式, 用上述各式也可以逐级计算萃余相和萃取相中溶质的组成, 以求得溶质在各级中的分布。由于溶质的分配系数是逐级变化的, 因此需要采用近似的试差法进行计算。

多级逆流萃取过程的萃取率  $\rho$  和萃余率  $\varphi$  分别为

$$\rho = \frac{SY_1}{BX_F} = \frac{S}{BX_F} \left[ \frac{eX_F}{\gamma(1+e)} \right] = \frac{e}{1+e} \quad (11-40)$$

$$\varphi = 1 - \rho = \frac{1}{1+e} \quad (11-41)$$

## 2. 各级分配系数 $K$ 为常数时的计算法

此时  $K_i = K$ ,  $\varepsilon_i = \varepsilon$ , 则式(11-35)可进一步简化为

$$\begin{aligned} X_N &= \frac{X_F + \gamma Y_0 (1 + \varepsilon + \varepsilon^2 + \cdots + \varepsilon^{N-1})}{1 + \varepsilon + \varepsilon^2 + \cdots + \varepsilon^N} \\ &= X_F \left( \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon^{N+1} - 1} \right) + \gamma Y_0 \left( \frac{\varepsilon^N - 1}{\varepsilon^{N+1} - 1} \right) \end{aligned} \quad (11-42)$$

并可导出任意级  $i$  的萃余相中溶质的组成  $X_i$  的通式为

$$X_i = X_F \left( \frac{\varepsilon^{N+1-i} - 1}{\varepsilon^{N+1} - 1} \right) + \gamma Y_0 \frac{(\varepsilon^i - 1)\varepsilon^{N-i}}{(\varepsilon^{N+1} - 1)} \quad (11-43)$$

若为纯萃取剂, 即  $Y_0 = 0$ , 则计算最终萃余相组成的公式(11-42)可简化为

$$X_N = X_F \left( \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon^{N+1} - 1} \right)$$

或

$$\frac{X_N}{X_F} = \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon^{N+1} - 1} \quad (11-44)$$

萃余率  $\varphi$  和萃取率  $\rho$  分别为

$$\varphi = \frac{BX_N}{BX_F} = \frac{X_N}{X_F} = \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon^{N+1} - 1} \quad (11-45)$$

$$\rho = 1 - \varphi = 1 - \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon^{N+1} - 1} = \frac{\varepsilon^{N+1} - \varepsilon}{\varepsilon^{N+1} - 1} \quad (11-46)$$

将式(11-46)移项整理, 即可得计算多级逆流萃取过程的理论级数公式, 即

$$N = \frac{\lg \left( \frac{\varepsilon - \rho}{1 - \rho} \right)}{\lg \varepsilon} - 1 \quad (11-47)$$

式(11-47)与相平衡线为通过原点的直线时, 用吸收因数(或解吸因数)法推导出的吸收(或解吸)的理论级数计算公式相同, 只是将吸收因数(或解吸因数)变为萃取因数。

对于多数萃取系统, 在操作范围内的分配系数一般不是常数, 但在一定条件下或在一定范围内各级的分配系数近于常数时, 可取其平均值代替。



第四节 萃 取 设 备

萃取设备的作用是实现两液相之间的质量传递，与吸收、蒸馏过程类似，为了获得较高的传质效率，对萃取设备的基本要求是使萃取系统的两液相之间能够充分混合、紧密接触并伴有较高程度的湍动；同时使传质后的萃取相与萃余相能够较完善地分开。吸收与蒸馏过程中两相的分离是很容易的，因为气、液相之间的密度差很大；而在液－液萃取操作中两个液相间的密度差不大，因而分离不像吸收、蒸馏过程那么容易。

一、萃取设备的类型

萃取设备的种类很多，按两液相接触方式，可分为逐级接触式和连续接触式；按形成分散相的动力，可分为无外加能量与有外加能量两类，前者只依靠液体送入设备时的压力和两相密度差在重力作用下使液体分散，后者则依靠外加能量用不同的方式使液体分散；此外，根据两液相逆流的动力不同，可分为重力作用和离心力作用两类。目前工业上应用的主要萃取设备按上述特征分类列于表 11－6 中。

表 11－6 萃取设备的分类

产生分散相的动力		接 触 方 式		两相逆流的动力
		逐级接触	连续接触	
无外加能量 (依靠重力与初压)		筛板塔 流动混合器	喷淋塔 填料塔	
有外加能量	机械搅拌	混合澄清槽	转盘萃取塔 搅拌萃取塔 振动萃取塔	重 力
	脉冲作用		脉冲筛板塔 脉冲填料塔	
	离心作用	逐级离心萃取器	波德式离心萃取器	离心力

二、常用萃取设备

(一) 混合－澄清槽

多级混合－澄清槽是一种典型的逐级接触式液液萃取设备，图 11－34 为两种典型的单级混合－澄清槽，包括混合器和澄清槽。混合器内装有搅拌器，以增大和更新混合器内两液相接触面积和增加湍动程度，提高传质效率；澄清槽的作用是将经充分接触传质后接近平衡的两相分离开来，包括液滴沉降(或浮升)及凝聚分层两个步骤。在实际生产中，根据生产需要可以单级使用，也可以将其按错流、逆流等方式组合成多级使用。

混合－澄清槽的优点是两液相能够充分混合，紧密接触，传质效率高，级效率可高于 75%；操作方便，易实现多级连续操作；两液相的流量可以在较大的范围内变化。因此，混合－澄清槽对大、中、小型生产均能应用。其缺点主要是由于装有搅拌器和液体在级间流动一般需要输送，因而设备和操作费用均较大；同时占地面积也较大。

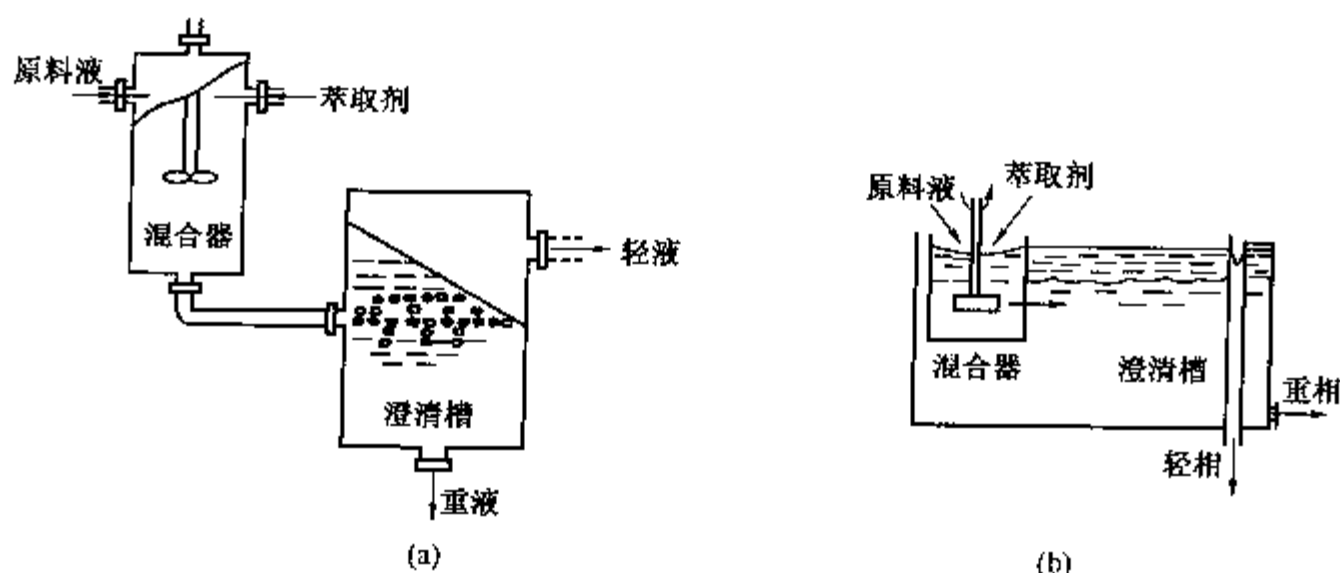


图 11-34 典型单级混合-澄清槽

## (二) 塔式萃取设备

### 1. 喷淋萃取塔

喷淋萃取塔是结构最简单的液液传质设备，塔内无任何部件，只是在塔的上、下设有分散管，塔的两端各有一个澄清室，以供两相分层，如图 11-35 所示。

喷淋萃取塔操作时，重液由塔顶的分散管进入塔内，作为连续相充满全塔，最后由塔底  $\pi$  形管流出；轻液由塔下部的分散管分成液滴通过连续相向上流动，最后聚集在塔顶而流出。根据水力平衡原理，控制塔底  $\pi$  形管中重相流出口的高度，可以调整两液相分界面。两液相的分界面随着重相流出口高度的降低而下降，如将重相流出口的高度降低到一定程度后，两液相分界面就可以从塔上部的分散管以上降至塔下部的分散管以下，此时轻液从塔底分散管进入作为连续相充满塔内并向上流动，而重液从塔顶分散管以液滴进入塔内作为分散相穿过连续相向下流动。

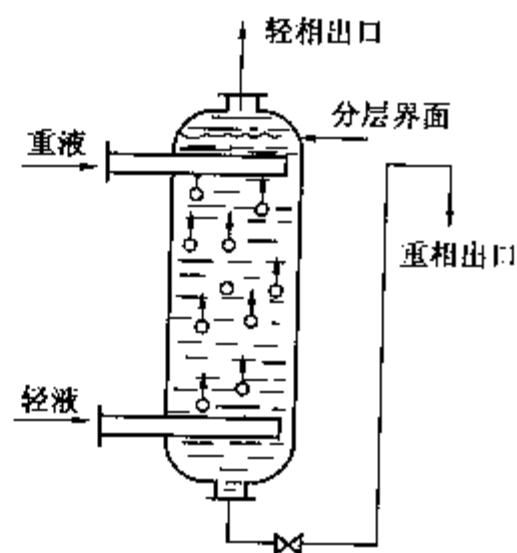


图 11-35 喷淋萃取塔

由于分散管的存在，使两液相流动的自由截面积缩小，容易造成液泛。因此，当喷淋塔中的液滴对连续相的相对速度为液滴自由沉降速度的 75% 时就会出现液泛。实际操作速度应低于液滴自由沉降速度的 75%，才能保证正常操作。图 11-36 所示为对分散管进行了改进的喷淋塔，克服了由于分散管使两液相流动截面积缩小的缺点，并将塔的两端局部扩大有利于两液相分层，从而提高了喷淋萃取塔的生产能力。

喷淋萃取塔虽结构简单、投资小、易于维修，但两液相的接触面积小，传质系数不大，轴向返混现象严重，传质效率低，大约 3~6m 塔高的分离效果才相当于一个理论级。因此，目前喷淋塔在工业上已很少应用。

### 2. 填料萃取塔

填料萃取塔如图 11-37 所示，其结构与气-液系统使用的填料塔基本相同，填料通常用栅板或多孔板支承。为防止沟流现象，填料尺寸不应大于塔径的  $1/8$ ；同时为了防止分散相的液滴在填料层入口处聚集，分散相液体的分散管应置于填料支承板以上 25~50mm。前已述及，在选用填料时，除了应考虑溶剂对其腐蚀性要小之外，填料的材质应优先被连续相液体所湿润，以防止分散相液滴在填料上形成小的流股而减少相际接触面积。通常，瓷质填料易被水溶液优先润湿；而炭质或塑料填料易被大部分有机液体优先润湿，如聚乙烯、聚丙烯

烯、含氟塑料等均是不亲水的；金属填料被水溶液和有机液体的润湿性能无显著差别，一般均可被二者润湿。

与喷淋塔比较，填料层减少了两液相流动的自由截面积，塔的生产强度下降，但是填料层除了使连续相速度分布均匀和减少连续相的纵向返混外，还可使分散相的液滴不断破裂与再生，使液滴表面不断更新，可提高传质效率。

3. 筛板塔

液液萃取筛板塔的结构和塔内两液相流动情况，与气液传质过程所用筛板塔类似，即轻相从塔底进入、从塔顶流出，重相则相反，且两液相在塔板上呈错流流动；只是两液相的紧密接触和快速分离要比气液两相困难得多。若轻液作为分散相，它穿过塔板上的筛孔时分散成液滴向上流动，液滴通过塔板上的重液层进行质量传递，然后进入重液层上面的空间聚结成清液层。该清液层在两相密度差的作用下。经上层筛板再次被分散成液滴而通过该板上的重液层。重液作为连续相横向流过塔板经降液管流至下层筛板，如图 11-38 所示。若重液

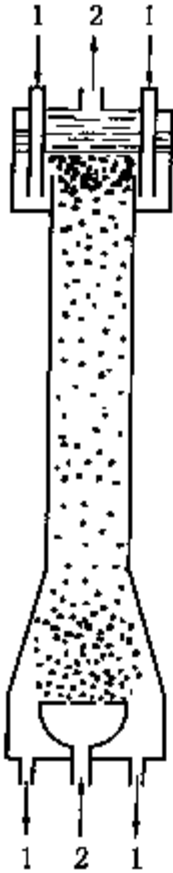


图 11-36 改进的喷淋萃取塔  
1—重液；2—轻液

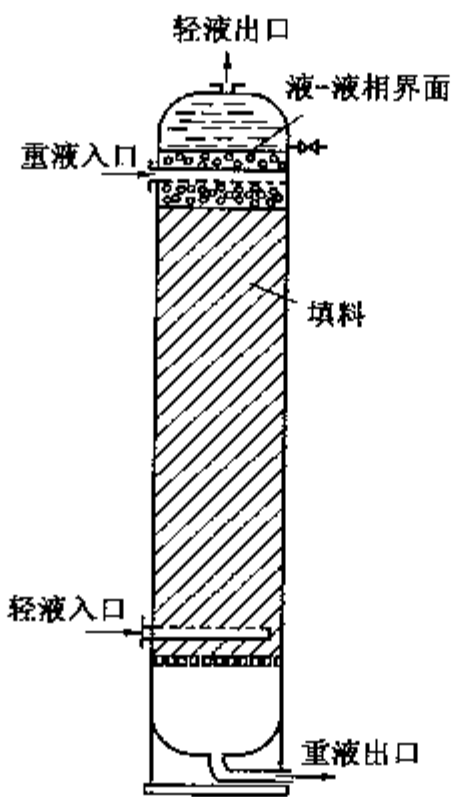


图 11-37 填料萃取塔示意图

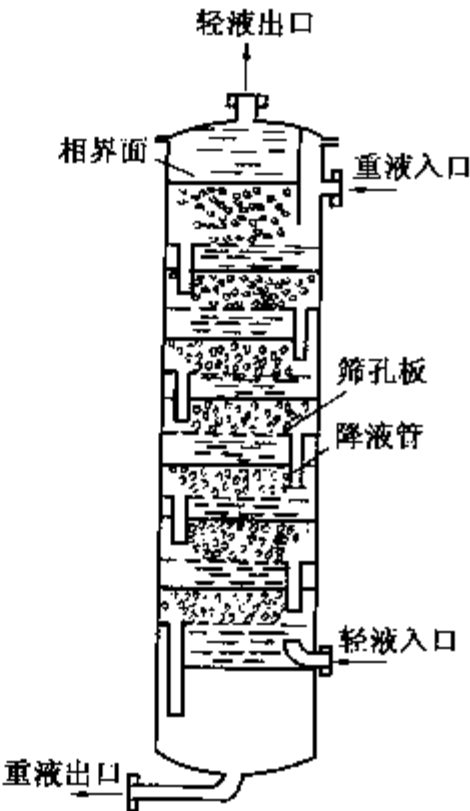


图 11-38 轻液为分散相的筛板萃取塔

作为分散相，则须将每层筛板上的降液管改为升液管，此时轻液作为连续相横向流过塔板上方的空间，经升液管流至上层筛板上方的空间，而重液从上向下穿过每层筛板上的筛孔形成液滴而通过连续的轻液层。如图 11-39 所示。

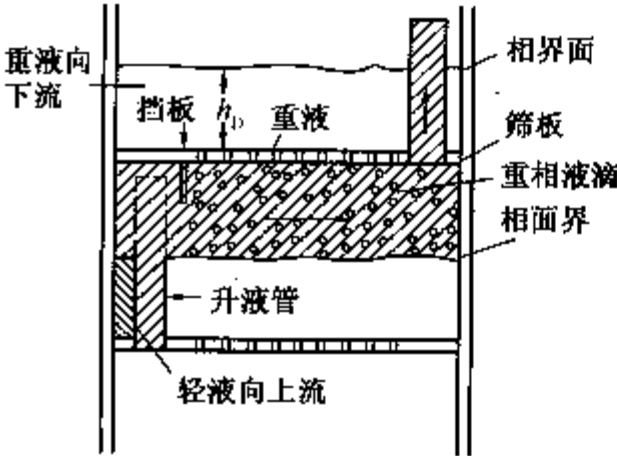


图 11-39 重液为分散相的筛板萃取塔

为使分散相产生较小的液滴，筛板上的筛孔直径一般较小，通常为 3~9mm，孔间距可取孔径的 3~4 倍。板间距为两液相混合、接触和分层提供了空间，工业上所用的筛板萃取塔，其板间距为 150~600mm。由于液-液系统两相的密度差比气-液系统要小得多，因而降液管内的液滴夹带现象要比气-液系统的气泡夹带严重得多。为了避免降液管内严重的液滴夹带现象，除了在筛板上液体出口前的区域内不

设筛孔外，降液管横截面积要设计得足够大，以使降液管内连续相的流速小于某指定尺寸的液滴沉降速度。由于筛板上连续相的液层较厚，故筛板上不必设出口堰。

筛板塔内分散相液体被分散成液滴然后液滴又凝聚的过程反复多次发生，同时塔内多层板抑制了塔内的轴向返混，因此筛板萃取塔的传质效率较高。目前，筛板萃取塔在石油化工等工业上已得到广泛应用。

4. 脉动筛板塔

脉动筛板塔指由于外力作用使液体在塔内产生脉冲运动的塔，也可称液体脉动筛板塔。其结构与气-液系统中的无溢流筛板塔相似，轻、重液体均穿过塔内筛板呈逆流接触，分散相在筛板之间不凝聚分层。周期性的脉动在塔底由往复泵造成，如图 11-40 所示。筛板塔内加入脉动。可以增加相际接触面积及湍动程度，故可提高传质效率。脉动筛板塔的效率与脉动的振幅和频率有密切关系，若脉动过分激烈，会导致塔内严重的纵向返混，使传质效率反而降低。因此，在液体脉动筛板塔中，脉动振幅的范围为 6~50mm，脉动频率的范围为 30~200 次/min；脉动筛板塔的传质效率很高，结构也不复杂，但允许通过能力较小，在工业生产上的应用受到一定限制。

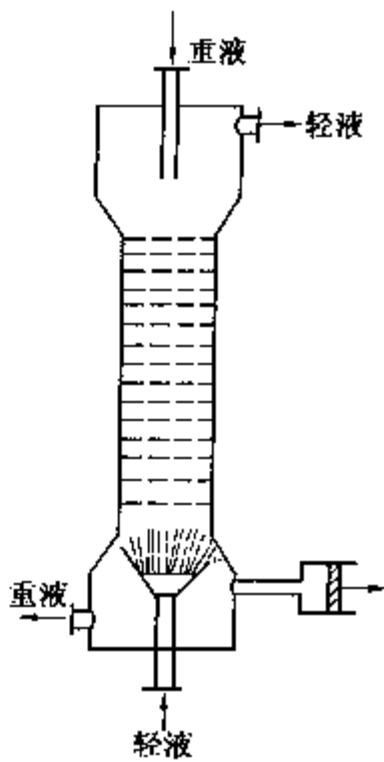


图 11-40 脉动筛板塔

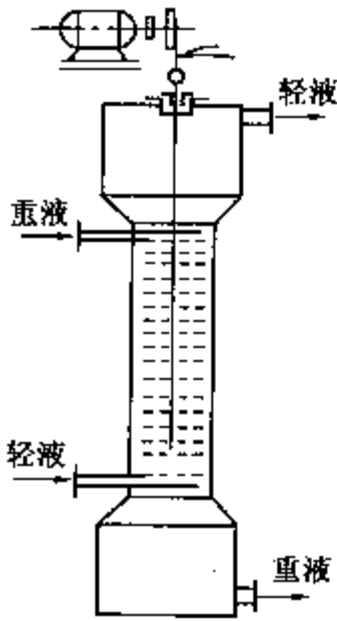


图 11-41 振动筛板塔

5. 振动筛板塔

如图 11-41 所示，振动筛板塔内无溢流的筛板不与塔体相连，而是固定在一根中心轴上。中心轴由塔外的曲柄连杆机构驱动，以一定的频率和振幅往复运动，当筛板向上运动时，筛板上侧的液体经筛孔向下喷射；当筛板向下运动时，筛板下侧的液体经筛孔向上喷射。因此，振动筛板塔与脉动筛板塔类似，可以大幅度增加相际接触面积及湍动程度，提高传质效率；但两者作用原理不同，脉动筛板塔是利用轻、重液体的惯性差异，振动筛板塔基本上起机械搅拌作用。为防止液体沿筛板与塔壁间的缝隙短路流过，可每隔几块筛板设置一块固定在塔内壁上的环形挡板。

振动筛板塔操作方便，结构可靠，传质效率高，因此在中、小型石油化工生产上的应用日益广泛。由于机械方面的原因，塔的直径受到一定的限制，因此目前还不能适应大型石油化工生产的需要。

6. 转盘萃取塔

转盘萃取塔的主要结构特点是在塔体内壁上设有若干等间距的固定环，而在塔的中心旋转轴上水平地安装若干圆形转盘，每个转盘正好位于两相邻固定环中间，转轴由电动机通过变速器驱动而旋转，如图 11-42 所示。固定环将塔内分隔成若干区间，在每个区间有一个转盘对液体进行搅拌。在塔顶固定环的上方及塔底固定环的下方分别为澄清区，并在轻液进口的下面和重液进口的上面各有一层栅条板，使澄清区的液体不受转盘搅动的影响，以便使液体出塔前能更好地分层。

当转盘由电动机驱动转动后，每个区间的液体沿转盘转动的方向作旋转运动，便产生高的速度梯度和剪应力；剪应力一方面使连续相产生强烈的水平方向旋涡，另一方面

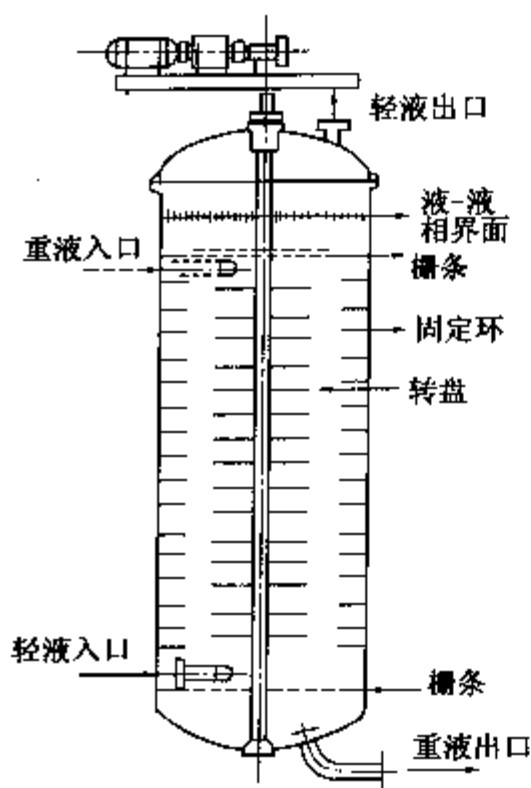


图 11-42 转盘萃取塔

使分散相形成小液滴，这样就增加了两相接触面积和湍动程度，提高了传质效率。同时，转盘附近的液体，由轴向塔壁运动，当受到固定环和塔壁的阻挡后又从塔壁向塔中心运动，这样在各个区间内形成了环流运动。圆形转盘是水平安装的，旋转时不产生轴向力，轻液由下向上及重液由上向下的逆流运动仍然是以两相的密度差为推动力。因此，转盘塔内液体的流动状态十分复杂。

对于转盘萃取塔，分散相在连续相中的分散程度，可用转盘的转速来调节，当转盘的转速较小时，外加能量不足以克服液体的表面张力，不能使分散相液体形成较细小的液滴。当转盘的转速增加到一定程度后，分散相液滴才进一步被破碎而形成较细小的液滴，这时的转速称为临界转速。此后，随着转速的增加，分散相液滴的直径减小，两相接触面积增加，液体的湍动加剧，传质效率提高。当转盘的转速增加到一定程度时，塔内产生“液泛”，破坏了

塔的正常操作，这时的转速称为液泛转速。在一定范围内，增加处理能力，使两相接触面积和湍动程度均增加，可提高传质效率；但当处理能力提高到一定程度后会造成返混，甚至发生液泛，此时的处理能力（或空塔速度）称为液泛处理能力（或液泛速度）。对转盘萃取塔，当原料液一定和萃取剂比固定时，液泛处理能力基本上只与反映转盘塔性能的数群  $(n^3 D_R^5 / H_T D^2)$  有关，而该数群与转盘的能量输入成正比，故称其为比输入功率因数。

转盘塔操作方便，传质效率高，结构也不复杂，特别是能够放大到很大的规模，因而在石油化工工业中得到广泛的应用，如丙烷脱沥青、糠醛精制润滑油和苯、甲苯、二甲苯的萃取分离、 $\text{SO}_2$  萃取煤油、废水脱酚等都应用转盘塔。

为了便于安装和制造，转盘直径要小于固定环的内径。一般，转盘的直径为塔径的  $1/2$  左右，固定环的内径约为塔径的  $2/3$ 。转盘间距约为塔径的  $1/2 \sim 1/10$ 。目前，转盘萃取塔的规模已发展到  $6 \sim 8\text{m}$  的塔径，塔高取决于转盘数和转盘间距，转盘数取决于每个转盘的萃取分离效果和所需要的理论级数。实践证明，糠醛精制润滑油所需要的理论级数约为  $5 \sim 7$  个，转盘塔的每一个转盘的分离效果相当于  $0.15 \sim 0.3$  个理论级，故糠醛精制润滑油的转盘萃取塔的转盘数大约为  $20 \sim 30$  个。

### （三）离心式萃取设备

离心萃取器是利用离心作用使两相快速充分混合并快速分相的一种萃取装置，特别适用于要求接触时间短、物料存留量少以及密度差小、黏度高、易乳化和难以分相的体系。例如抗菌素的生产、核燃料后处理等。

离心萃取器可分为逐级接触式与连续逆流接触式两类。逐级接触式萃取器中两相的作用过程与混合澄清器类似，器内两相并流，最大分离效果为一个理论级。连续接触式离心萃取器中，两相接触方式和连续逆流萃取塔类似，可以获得若干个理论级的分离效果。

#### 1. 转筒式(SRL 型)离心萃取器

这是一种逐级式离心萃取器，结构如图 11-43 所示。重相和轻相从下部的三通管并流进入混合室，在搅拌桨的剧烈搅拌下，两相充分混合并进行相际传质。然后共同进入高速旋转的转筒中，混合液在离心力作用下，重相被甩向转鼓外缘，而轻相被挤在转鼓中心。分离



的两相分别经轻、重相堰流到轻、重相收集室，并经轻、重相排出口排出。

转筒式离心萃取器的结构简单，效率高，易于控制，运行可靠。目前已由实验室小型设备放大到工业规模。

2. 波德式(Podbiclniak)离心萃取器

这种连续式离心萃取器在 20 世纪 50 年代已用于工业生产，目前仍被广泛采用。其结构主要由一个固定在水平转轴上的圆筒形转鼓以及固定外壳组成，如图 11-44 所示。转鼓由一多孔的长带绕制而成，操作时轻液从转鼓外缘引入，重液由转鼓的中心引入。由转鼓旋转时产生的离心作用，重液从中心向外流动，轻液则从外缘向中心流动，同时液体通过螺旋带上的小孔被分散，两相在螺旋通道内逆流流动，密切接触进行传质，最后重液由转鼓外缘的出口流出，轻液则由中心出口流出。连续离心萃取器的传质效率很高，其理论级数随所处理的物料性质、通量与流比而异，通常一台波德式离心萃取器的理论级数可达 3~12 级。

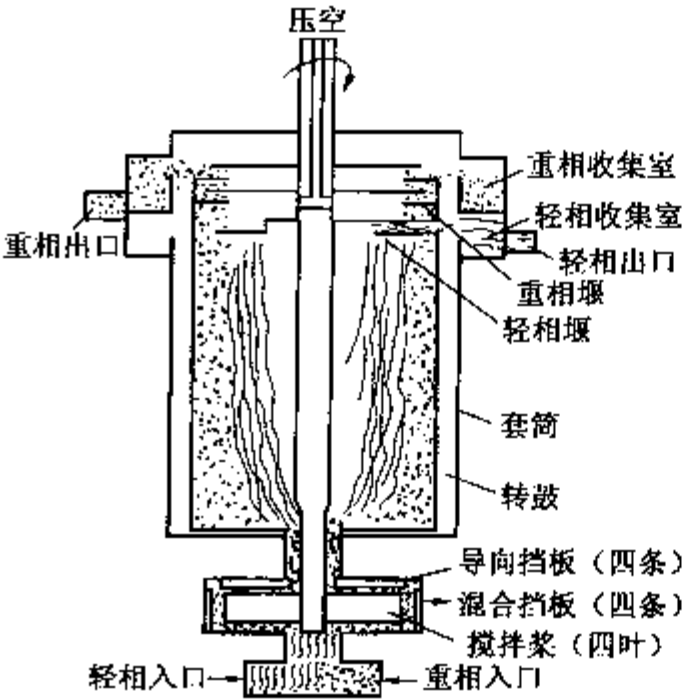


图 11-43 转筒式单级离心萃取器示意图

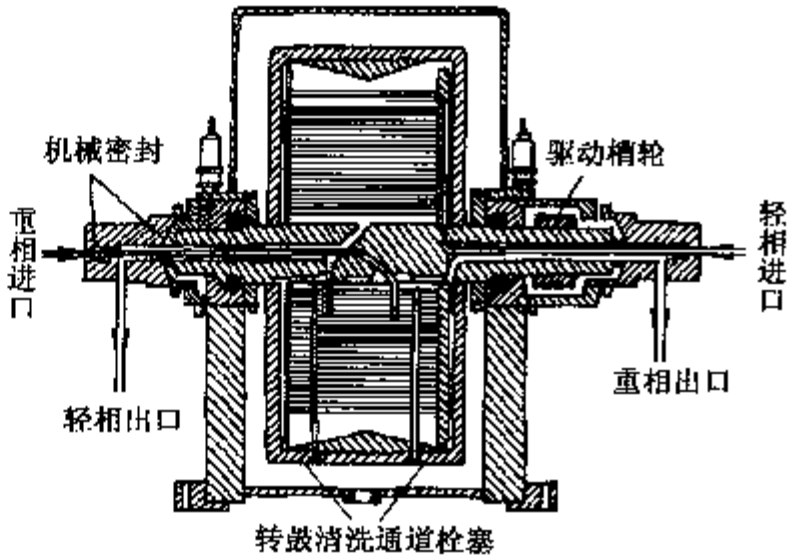


图 11-44 波德式离心萃取器示意图

符 号 说 明

英文字母

- |  |                                     |
|--|-------------------------------------|
| $a$ ——填料的比表面积或单位塔体积中两相传质面积， $m^2/m^3$ ；脉动振幅， $m/周$ ； | 量或质量流量， $kg$ 或 $kg/s$ ；             |
| $A$ ——溶质的质量或质量流量， $kg$ 或 $kg/s$ ；                    | $E'$ ——萃取液的质量或质量流量， $kg$ 或 $kg/s$ ； |
| $B$ ——稀释剂的质量或质量流量， $kg$ 或 $kg/s$ ；                   | $F$ ——原料液的质量或质量流量， $kg$ 或 $kg/s$ ；  |
| $D$ ——塔径， $m$ ；                                      | $H_T$ ——塔板间距， $m$ ；                 |
| $E$ ——萃取相的质量或质量流量， $kg$ 或 $kg/s$ ；                   | $k$ ——分配系数；                         |
| $E_c$ ——临界溶剂用量对应的萃取相的质                               | $K$ ——分配系数；                         |
|  | $M$ ——混合液的质量或质量流量， $kg$ 或 $kg/s$ ；  |
|  | $n$ ——转速， $r/s$ ；                   |

- $N$ ——理论级数;

$R$ ——萃余相的质量或质量流量, kg 或 kg/s;

$R_c$ ——临界溶剂用量对应的萃余相的质量或质量流量, kg 或 kg/s;

$R'$ ——萃余液的质量或质量流量, kg 或 kg/s;

$S$ ——萃取剂的质量或质量流量, kg 或 kg/s;

$s$ ——塔截面积,  $m^2$ ;

$u_c$ ——连续相空塔速度, m/s;

$u_D$ ——分散相空塔速度, m/s;

$V$ ——体积流量,  $m^3/s$ ;

$x$ ——萃余相中溶质的质量分率;

$x'$ ——萃余液中溶质的质量分率;

$x_F$ ——原料液中溶质的质量分率;

$X$ ——萃余相中溶质的质量比( $A/B$ );

$X'$ ——按脱溶剂基计的萃余相中溶质的组成 $[A/(A+B)]$ ;

$y$ ——萃取相中溶质的质量分率;

$y'$ ——萃取液中溶质的质量分率;

$Y$ ——萃取相中溶质的质量比( $A/S$ );

$Y'$ ——按脱溶剂基计的萃取相中溶质的组成 $[A/(A+B)]$ 。
- 希腊字母

$\beta$ ——选择性系数;

$\Delta$ ——相邻萃取级间两物流的流量差, kg/s;

$\varepsilon$ ——萃取因数;

$\rho$ ——萃取率;

$\varphi$ ——萃余率。
- 下标

A——溶质;

B——稀释剂;

C——连续相

D——分散相;

S——萃取剂。

参 考 文 献

[1] 汪家鼎, 骆广生. 溶剂萃取——院士科普书系. 北京: 化学工业出版社, 2002

[2] 上海化工学院, 天津大学, 浙江大学. 化学工程(第二册). 北京: 化学工业出版社, 1980

[3] 陈敏恒, 丛德滋, 方图南, 齐鸣斋. 化工原理(下册). 第三版. 北京: 化学工业出版社, 2006

[4] Treybal R E. Liquid Extraction. 2nd ed. McGraw-Hill, 1963

[5] Alder L. Liquid-Liquid Extraction. 2nd ed. Elsevier, 1959

[6] Luyben W L. Chemical Process Analysis: Mass and Energy Balance. Prentice Hall, 1988

[7] Treybal R E. Mass Transfer Operations. 2nd ed. McGraw-Hill, 1968

习 题

1. 现有含 15% (质量分数) 醋酸的水溶液 30kg, 在 25℃ 下用 60kg 纯乙酸作萃取剂进行单级萃取, 试求: (1) 萃取相、萃余相的量及组成; (2) 平衡两相中醋酸的分配系数; (3) 萃取剂的选择性系数。在 25℃ 时醋酸(A) - 水(B) - 乙醚(S) 系统的平衡数据列于附表。

习题 1 附表(质量分数) %

萃 余 相			萃 取 相		
水	醋 酸	乙 醚	水	醋 酸	乙 醚
93.3	0	6.7	2.3	0	97.7
88.0	5.1	6.9	3.6	3.8	92.6
84.0	8.8	7.2	5.0	7.3	87.7



续表

萃 余 相			萃 取 相		
水	醋 酸	乙 醚	水	醋 酸	乙 醚
78.2	13.8	8.0	7.2	12.5	80.3
72.1	18.4	9.5	10.4	18.1	71.5
65.0	23.1	11.9	15.1	23.6	61.3
55.7	27.9	16.4	23.6	28.7	47.7

2. 在单级萃取器内，用 800kg 水作萃取剂，从醋酸与氯仿的混合液中萃取醋酸。已知原料液的量为 800kg，其中醋酸的组成为 35%（质量分数），在操作条件下（25℃）萃取系统的平衡曲线的数据列于附表。试求：

- (1) 萃取相和萃余相中醋酸的组成及两相的量；
- (2) 萃取液和萃余液中醋酸的组成及各自的量；
- (3) 醋酸的萃取率。

习题 2 附表(质量分数) %

萃 余 相		萃 取 相	
醋 酸	水	醋 酸	水
0.00	0.99	0.00	99.16
6.77	1.38	25.1	73.69
17.72	2.28	44.12	48.58
25.72	4.15	50.18	34.71
27.65	5.2	50.56	31.11
32.08	7.93	49.41	25.39
34.16	10.03	47.87	23.28
42.5	16.5	42.5	16.5

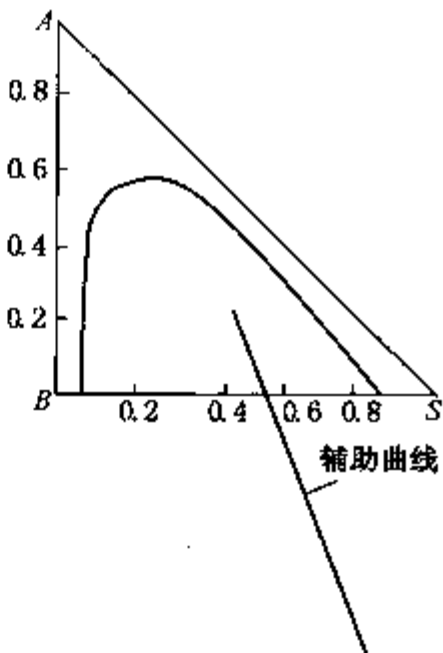
3. 原料液量为 100kg，纯萃取剂用量为 200kg，在操作范围内萃取剂与稀释剂完全不互溶，萃取物系在操作条件下的平衡关系为  $Y=1.2X$ （ $Y$ 、 $X$  为质量比，即  $A/S$  和  $A/B$ ）， $x_F=25\%$ 。试求：

- (1) 单级萃取时，萃余相与原料液中溶质的组成之比；
- (2) 如将萃取剂量分成二等份进行两级错流萃取，最终萃余相与原料液中溶质的组成比。

4. 某混合液含溶质(A)40kg、稀释剂(B)60kg，用 100kg 纯萃取剂(S)进行萃取，萃取系统在操作条件下的溶解度曲线及辅助曲线如附图所示，试问：

- (1) 若采取两级错流萃取，每级所用萃取剂各为 50t，所得最终萃余相的组成为多少？
- (2) 若采用单级萃取并保持萃余相组成相同，所需萃取剂量有何变化？

5. 使用纯萃取剂对二组分混合液进行萃取分离，萃取剂 S 与稀释剂 B 极少互溶，在操作范围内溶质 A 在萃



习题 4 附图

取相和萃余相中的平衡关系可用  $Y = 1.3X$  表示( $Y$ 、 $X$  为质量分数  $A/S$  和  $A/B$ )。要求最终萃余相中萃余率为  $\varphi = 3\%$  (质量分数), 试比较单级萃取与三级错流萃取(每级所用萃取剂量相等)中每 kg 稀释剂中萃取剂的耗量。

6. 原料液为含丙酮 50% (质量分数, 下同) 的水溶液, 今用纯苯作萃取剂进行逆流萃取, 要求萃余相中丙酮含量小于 1%, 萃取剂比  $S/F = 1.5$ , 求所需要的理论级数。萃取系统于 30℃ 时的平衡数据列于附表。

习题 6 附表(质量分数) %

萃 余 相			萃 取 相		
丙 酮	水	苯	丙 酮	水	苯
5.0	94.9	0.1	5.8	0.2	94.0
10.0	89.8	0.2	13.1	0.2	86.7
20.0	79.6	0.4	30.4	0.9	68.7
30.0	69.1	0.9	47.2	3.0	49.8
40.0	58.2	1.8	58.9	6.6	34.5
50.0	45.9	4.1	64.1	12.0	23.9

7. 在 25℃ 时, 用纯乙醚作萃取剂对含醋酸 40% (质量分数, 下同) 的醋酸水溶液进行逆流萃取。原料液流量 1000kg/h, 要求最终萃取相含醋酸 60%、最终萃余相含醋酸不大于 2%, 试求所需的萃取剂量和理论级数。25℃ 时萃取系统的平衡数据见习题 1 的附表。

8. 将例 11-3 的萃取流程改为多级逆流萃取操作, 所用的萃取剂比为最小萃取剂比的 1.4 倍。欲使最终萃余相中丙酮的含量降至 5% (质量分数), 分别用图解法和解析法求所需要的理论级数。

9. 以水为萃取剂, 对含乙醛 15% 和甲苯 85% (质量分数) 的混合液进行多级逆流接触萃取, 混合液流量为 100kg/h。乙醛(A) - 甲苯(B) - 水(S) 物系在操作范围内可视为水与甲苯完全不互溶, 平衡关系可用  $Y = 2.2X$  表示( $Y$ 、 $X$  为质量比  $A/S$  和  $A/B$ )。要求最终萃余相中乙醛的组成降至 1% (质量分数), 试求:

- (1) 最小萃取剂用量  $S_{min}$ ;
- (2) 当所用的萃取剂量  $S = 1.5 S_{min}$  时, 所需要的理论级数。

# 第十二章 气液传质设备

## 第一节 概 述

前面几章介绍了精馏、吸收等过程的原理和工艺计算方法，主要是根据给定的分离要求，运用相平衡、物料衡算和热量衡算来确定塔的主要工艺条件，如操作温度、压力、回流比、气相和液相的流量、组成及所需的塔板数等，并没有涉及塔内部件的设计。而塔设备能否保持正常操作，能否达到较高的分离效率与塔内部件的设计是紧密相关的。本章将介绍传质设备的构造、操作性能特点，以及塔设备的设计和核算方法。

### 一、塔设备的产生和发展

塔设备是炼油和化工领域最重要的设备之一。其作用是为传质过程提供适宜的场所，在维持一定的压力、温度、汽液相流量等工艺条件下，从结构上保证传质的两相之间有充分的接触时间和接触空间，以达到理想的传质、传热效果。

塔设备的产生和发展是与炼油、化工的发展相同步的。最早的泡罩塔由 Cellier 于 1813 年提出，最早的筛板塔产生于 1832 年，进入 20 世纪后，随着炼油工业的发展，塔设备才作为一类传质设备发展起来。1912 年筛板开始用于炼油工业，泡罩塔于 1920 年引入炼油工业，并获得了巨大成功，从此在工业上广泛应用。

填料塔于 1904 年起用于炼油工业，一般来说，填料塔的发展要晚于板式塔，技术成熟度也低于板式塔。开始时，塔内填充碎瓦、砖块或石块作为“填料”，也有加设挡板来增进汽液接触和传热、传质。以后为了改善传质效果，产生了专门制作的填料。

塔设备的发展大致可分为以下几个阶段：

(1) 第二次世界大战结束前，炼油工业主要用泡罩塔，而无机化工主要用直径较小的填料塔。当时人们认为筛板塔操作弹性小，主要用于分离要求不高的过程。

(2) 第二次世界大战二战后至 20 世纪 50 年代，筛板塔在生产中逐步推广。20 世纪 50 年代，还开发了一批新型塔板，如 S 型塔板、舌形塔板，条形浮阀、A 型和 T 型浮阀、V 型浮阀等。浮阀塔板由于结构简单、造价较低、操作弹性大，很快在生产上得到推广。20 世纪 50、60 年代，板式塔在大型塔设备中占尽优势。

填料塔由于放大后性能下降，还只能用于小规模生产。但是规范了的拉西环和鞍型填料，在小型化工装置特别是有较强腐蚀性的物系中得到应用。

(3) 20 世纪 60~70 年代，是世界石油化学工业迅猛发展的时期，在泡罩、筛板、浮阀和舌形塔板广泛应用的基础上，对塔板的流体力学和传质性能进行了深入研究，设计方法得到巨大改进，并且开发了浮舌、导向筛板、网孔塔板和垂直筛板等新型塔板。

填料的开发进一步推出了鲍尔环，由于其良好的综合性能，得到广泛应用。

(4) 20 世纪 80 年代，随着能源危机的出现，为了寻求大通量、低压降的塔内件，填料重新受到关注。以鲍尔环颗粒填料为基础，开发出了阶梯环、矩鞍环等性能优良的填料。随着新型液体分布器的突破，填料塔的发展有了飞跃，尤其是规整填料已在国内外炼油工业的

大型减压塔中得到了成功应用。

(5) 20 世纪 90 年代以后, 由于填料塔固有的成本较高, 不适于含固体的物料, 多次抽出和多股进料的结构过于复杂, 以及对加压物系效率较低等原因, 板式塔又重新得到关注, 塔板和降液管的改进都取得了卓有成效的改进。如 Super-frac 塔板、Nye 塔板、Max-frac 塔板、Bi-frac 塔板、Triton 塔板、MVG 塔板、MD 塔板、Super V 系列塔板等。

此外, “液体并流”塔板、填料与塔板相结合的“复合塔”开始出现, 具有高通量、高效率的“立体传质塔板”也越来越受到重视, 这些结构目前还处于探索阶段。

## 二、塔设备的分类

塔设备按照操作压力的不同可划分为加压塔、常压塔和减压塔。按单元操作分为精馏塔、吸收塔、萃取塔、反应塔等; 按照相界面的形成方式可分为具有固定相界面和在流动过程中形成相界面的塔设备。最常用的是按照塔内件形式以及汽液接触方式的不同, 分为板式塔和填料塔两大类, 其内件分别为塔板和填料。

塔板的主要特征为汽液两相在板上以气体鼓泡和液体喷射状态完成汽液接触, 传质和传热为逐级接触过程。而填料塔内的汽液接触发生在填料表面, 传质和传热为连续接触式过程。

板式塔按板间液体流动方式又可分为有溢流和无溢流两类, 按塔板上汽液两相的操作状态又可分为鼓泡型和斜喷型塔板, 鼓泡型塔板主要有筛孔塔板、泡罩塔板、浮阀塔板等, 斜喷型塔板主要有舌型塔板、网孔塔板等。

填料塔可细分为颗粒填料和规整填料两类。常见的颗粒填料有拉西环、鲍尔环、阶梯环、鞍型填料等, 常见的规整填料主要有波纹板填料和丝网填料等。

## 三、塔板或填料的性能评价指标

对各种类型的塔板或填料进行评比, 通常根据以下一些指标来进行:

(1) 处理能力: 即单位时间、单位塔横截面上的处理量。塔板的处理能力表现在允许的操作气速的大小, 也就是泛点气速的大小。允许操作气速愈高, 塔的处理能力愈大。

(2) 操作弹性: 即指最大允许操作气速与最小允许操作气速之比, 表明保持正常操作条件下气速负荷的允许变化范围。操作弹性反映了塔板对操作负荷变化的适应性。

(3) 分离效率: 是实际塔板与理想塔板的传质性能的偏差, 反映了动力学因素对传质性能的影响, 对板式塔常用总板效率或单板效率表示; 对填料塔常用等板高度 HETP 值表示。

(4) 通过塔板或填料层的压降: 对能耗有很大影响, 特别是对减压塔有重要意义。

(5) 加工和检修的难易程度及制造费用。

不同的塔板或填料有各自的特点, 选择塔内件时需要针对采用的物系, 在适宜的操作条件下综合考虑各项性能和技术经济指标。

## 第二节 板 式 塔

目前在大型工业装置中一般仍主要采用板式塔。在生产中应用最多的是浮阀塔和筛板塔。传统的泡罩塔已逐渐被各种处理能力较大和效率较高的塔板所代替。

## 一、塔板的类型

如前所述，按照塔内气、液流动方式，可将塔板分为溢流式塔板(有降液管)和穿流式塔板(无降液管)两类。溢流式塔板如图 12-1(a)所示，塔板上的汽、液相呈错流接触，板间有专供液体流通的降液管。溢流式塔板又可分为鼓泡类塔板和喷射类塔板。常见的鼓泡类板型有泡罩塔板、筛孔塔板、浮阀塔板等；喷射类塔板有舌形塔板、浮舌塔板、浮动斜喷型塔板、网孔塔板等。溢流式塔板的降液管占去了一部分塔板面积，会影响塔的处理能力；但错流的流体接触时间较长、传质较为充分，塔板效率较高。

穿流式塔板如图 12-1(b)所示，板间不设降液管，气、液同时由板上孔道逆向流动。常见的有格栅塔板、筛板、波纹板及定向流动栅板等。穿流塔板结构简单，板面利用充分，处理量大，压降小，但需要较高气速才能维持板上液层，操作弹性差且效率较低，应用远不及错流塔板广泛。

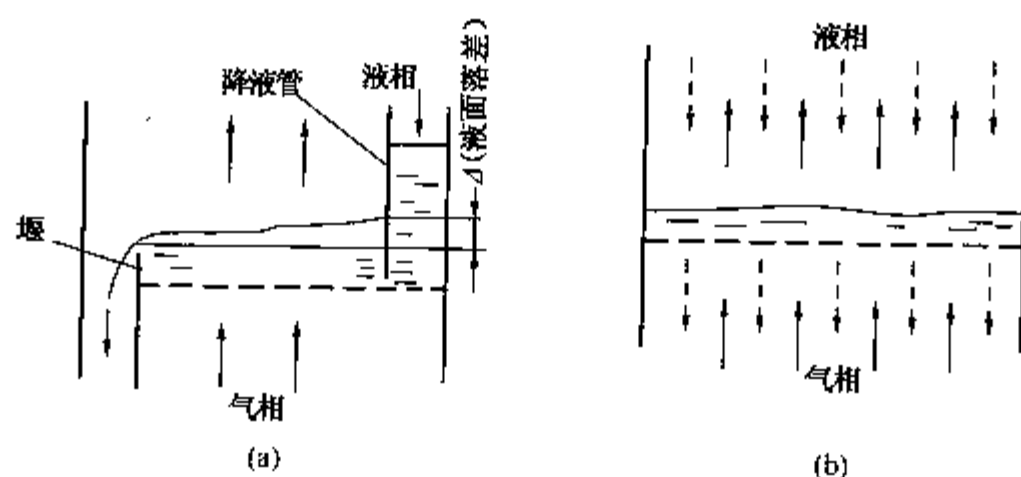


图 12-1 错流塔板与逆流塔板示意图

### (一) 泡罩塔板

泡罩塔板是最早在工业上广泛应用的塔板，结构如图 12-2 所示，塔板上装有若干短管作为升气管，升气管上盖以泡罩，泡罩下部周边开有齿缝。塔板上设置溢流堰，以维持一定深度的液层。操作中，齿缝浸没于板上液层中，形成液封。上升气体通过齿缝被分散成小股气流进入液体，形成鼓泡液层，从而为气、液两相提供了较大的传质界面。

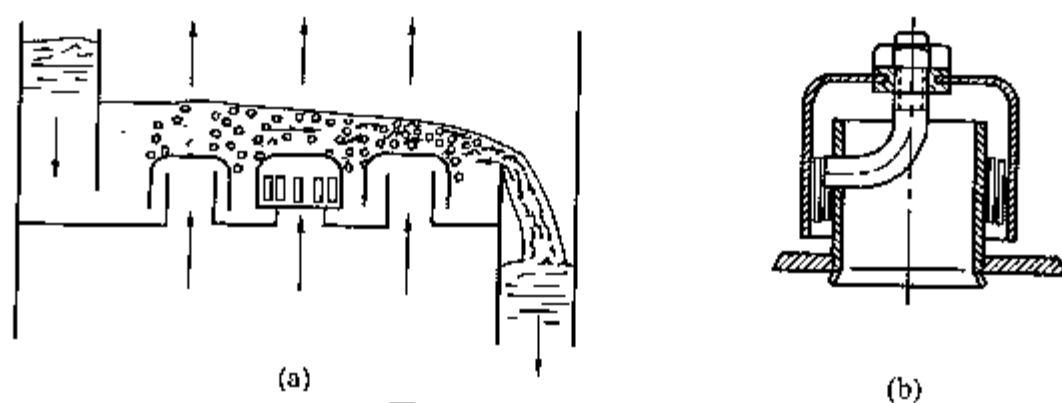


图 12-2 泡罩塔板

(a) 泡罩塔板操作状态示意图；(b) 圆形泡罩

泡罩塔的优点是无泄漏，操作弹性较高，即当气、液负荷有较大的波动时，仍能维持较高的板效率；塔板不易堵塞，对各种物料的适应性强。缺点是塔板结构复杂，金属耗量大，造价高；气体通过泡罩的阻力大，塔板压降大，同时雾沫夹带现象较严重，故生产能力不大。而且，板上液体流动的阻力大，致使液面落差大，容易造成气液分布不均。因此，近年来泡罩塔已很少应用。

## （二）筛孔塔板

筛孔塔板过去一直被认为操作弹性较差而未被普遍采用，直到 20 世纪 50 年代初，对筛孔塔板的结构、性能作了较为充分的研究，并形成了较完善的设计方法，应用才日趋广泛。

筛孔塔板是在塔板上开有许多均匀分布的筛孔，筛孔在塔板上作正三角形排列。塔板上设置溢流堰，在正常操作中，上升气流通过筛孔分散成细小的流股，在板上液层中鼓泡，从而与液体进行接触传质。

筛孔塔板是非专利性塔板，突出的优点是结构简单，金属耗量小，造价低，约为泡罩塔板的一半；压降小，板上液面落差也较小，生产能力较泡罩塔要高。主要缺点是操作范围较窄，小孔筛板容易堵塞。近年来对大孔筛板的研究和应用有所进展，以提高气速以及生产能力，而且不易堵塞。

## （三）浮阀塔板

浮阀塔板是在泡罩塔板与筛板的基础上衍生出来的，于 20 世纪 50 年代开始使用，目前已成为国内炼油和化工行业最常用的板型。浮阀塔板的结构特点是在塔板上开有若干阀孔，阀孔内装有一个可以上、下浮动的浮阀。

浮阀塔板的突出优点是操作弹性大，由于浮阀可以自由升降，改变浮阀开启侧面的流通面积，以适应气量的变化，故其正常工作的负荷范围比筛板、泡罩塔板要宽。而且浮阀塔板的结构简单、造价较低，塔板压降较低，液体在塔板上的流动阻力也小，液面落差较小，而且由于浮阀安排比较紧凑，塔板的开孔面积可以大于泡罩塔板，生产能力大。

浮阀按形状可分为圆盘式和条形两类。圆盘式浮阀出现最早，应用也最广，但是在塔板上的返混要比条形浮阀严重，而且气流通过时，圆盘式浮阀容易旋转，引起阀腿磨损脱落，因此条形浮阀的总体性能要优于圆形浮阀。

目前国内最常采用的为 F1 型浮阀，V-4 型及 T 型浮阀也有应用。Super V 系列等条形浮阀塔板是近年来开发的新型塔板，应用也越来越广泛。

### 1. V 型浮阀

V 型浮阀有几种型号。V-1 型是标准型，在我国称为 F1 型浮阀塔板，如图 12-3(a) 所示，阀片下有三条阀腿，操作时用以限制阀片的最大升程；阀片周边上冲出三个略向下弯的定距片，使阀片在未开启时与塔板间有一定的初始开度，可以防止阀片与塔板的粘着和腐蚀。V-2 型和 V-1 型类似，但阀腿与阀片是焊接的。V-4 型如图 12-3(b) 所示，板上的阀孔为向下弯曲的文丘里形，可以减少气相流动阻力，此种结构常用于减压系统。

F1 型浮阀在我国已标准化(JB 1118—68)，阀片直径为 48mm，阀孔直径为 39mm。分轻阀与重阀两种，轻阀采用板厚为 1.5mm 的薄板冲压而成，阀重约 25 ~ 26g；重阀采用 2mm 厚的薄板冲压，约 32 ~ 34g。轻阀惯性小，压降小，但操作稳定性较差，低气速时漏液严重，影响分离效率，因此一般都采用重阀，只在处理量大且要求压降很低时(如减压塔)才用轻阀。浮阀的最小开度约为 2.5mm，最大开度约为 8.5mm。浮阀材料常用 1Cr13Ni9Ti 合金钢。

### 2. T 型浮阀

T 型浮阀的结构比较复杂，如图 12-3(c) 所示，借助固定于塔板上的支架以限制拱形阀片的运动范围，多用于易腐蚀、含颗粒或易聚合的介质。

### 3. Super V 系列条形浮阀

Super V 型浮阀塔板是中国石油大学开发的一种新型高效浮阀塔板。该技术弥补了圆盘



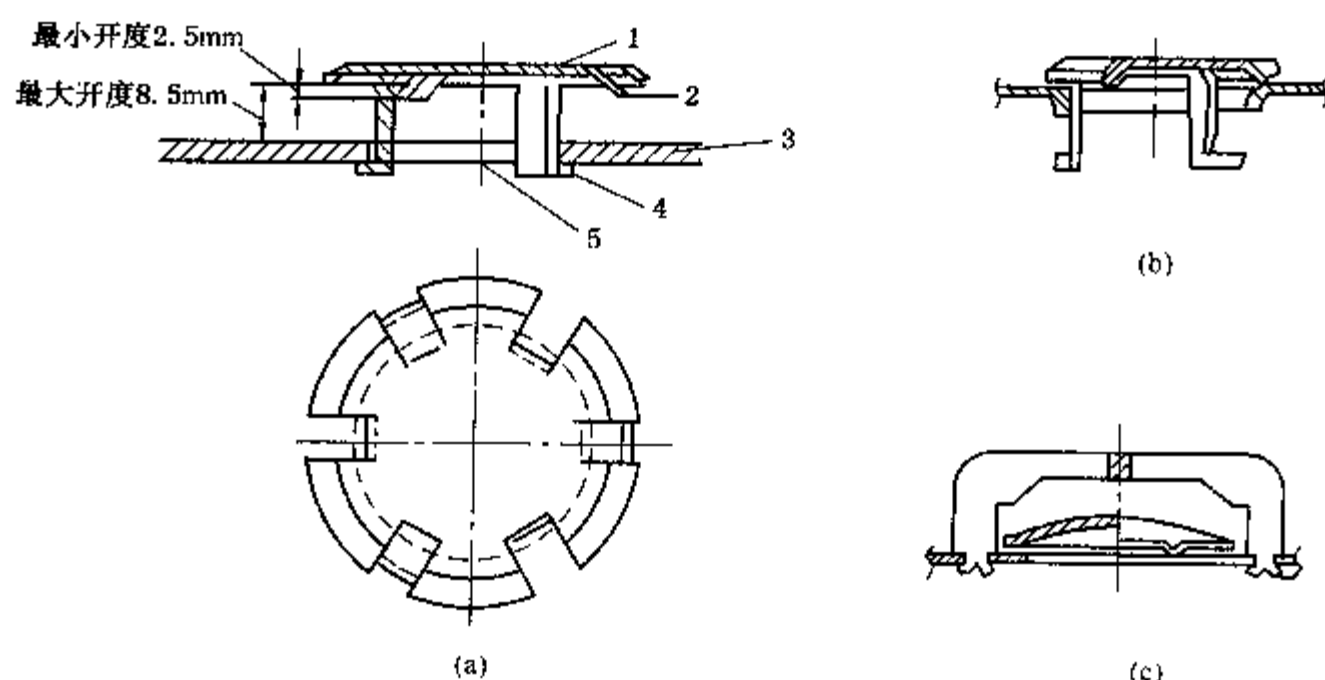


图 12-3 V 型圆盘形塔板

(a) F1 型浮阀; (b) V-4 型浮阀; (c) T 型浮阀

1—阀片; 2—定距片; 3—塔板; 4—阀脚; 5—阀孔

形浮阀易于旋转磨损，返混程度大，影响传质效率的缺点；又比普通条形浮阀塔板的机械强度大为提高；同时还借鉴了填料塔传质面积大、传质效率高、压降低等优点，是塔板填料化的代表。

Super V 型浮阀的结构见图 12-4，其特点是浮阀采用 U 形两侧带圆滑翻边的长条结构，阀体上带阀翼，可提高汽液相接触面积，减少“死区”，有利于提高传质效率；流线型结构可以有效降低塔板压降；阀翼带有翻边，可以阻挡汽液的直接喷射，减少雾沫夹带；阀孔的四角采用圆弧导角，对特殊情况还可采用带翻边的文丘里型阀孔，减缓了应力集中，塔板机械强度大为改善。

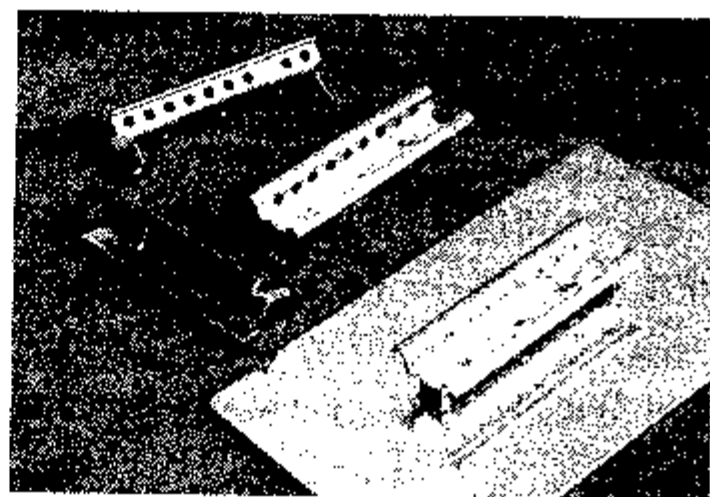


图 12-4 Super V 型浮阀塔板

与常规的 F1 型浮阀塔板相比，其处理量大、操作范围宽、板效率高，在操作中不卡阀、不易脱落。广泛适用于各类常压和加压下的汽液传质操作，特别是大型塔设备。

#### (四) 斜喷型塔板

上述泡罩塔板、筛板及浮阀塔板都属于气体分散型塔板，在这类塔板上，气体分散于板上液层之中，主要在泡沫状态下进行气液接触。这类塔板的操作气速不可能很高，生产能力受到局限，且因板上有液面落差，引起气体分布不均。鉴于气体分散型塔板的这些弱点，发展出若干种斜喷型塔板。

##### 1. 舌形塔板

舌形塔板是一种定向喷射式塔板，见图 12-5，其结构是在薄钢板上冲压出许多舌形孔，翘起的舌片与塔板夹角为  $20^\circ$ 。气相从塔板下方通过舌孔射出，射出方向和塔板上液流方向相同，可以促进液流，减小液面落差。由于气相是斜向射入塔板的，被喷散的液滴射向



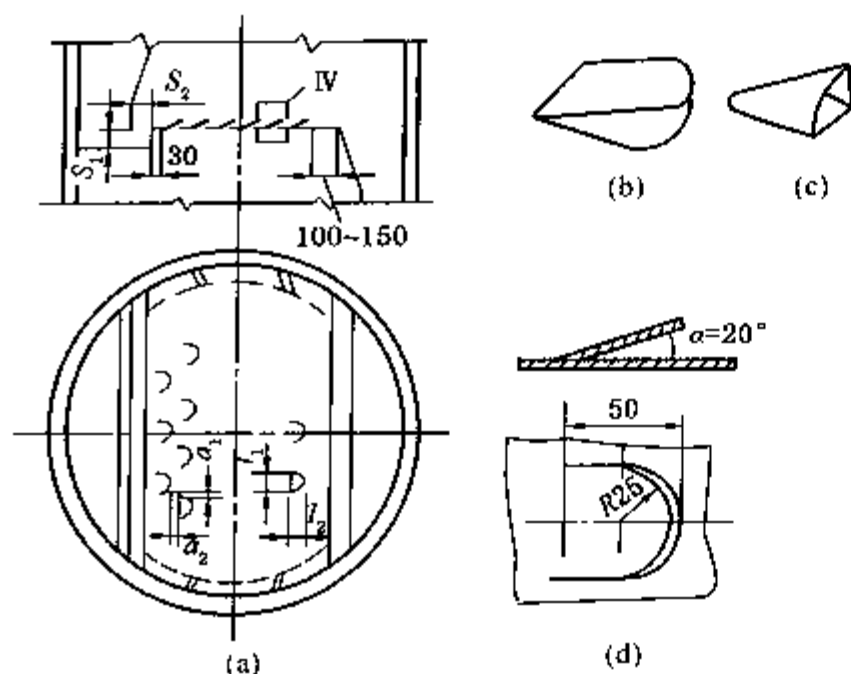


图 12-5 单溢流舌形塔板示意图  
(a)塔板；(b)三面切口舌片；(c)拱形舌片；  
(d)定向舌片的尺寸和倾角

塔壁方向，有利于减轻雾沫夹带。因舌形板上气液两相处于剧烈喷溅状态，几乎无清液层存在，所以舌形塔板一般不装出口堰。舌形塔板结构简单，节省投资，缺点是塔板上的气体流通面积固定，稳定操作范围稍窄，对负荷波动的适应能力较差。此外，板上液流被气体喷射后，带有大量的泡沫，易将气泡通过降液管带到下层塔板，因此降液管要比鼓泡塔板设计得大些。

## 2. 浮舌塔板

浮舌塔板是综合浮阀和固舌塔板的长处提出的一种浮动斜喷型塔板，其结构如图 12-6 所示。浮舌塔板的压降要比固舌塔板低，而操作弹性范围大为提

高，在板效率及泄漏量方面，也优于固舌塔板，但结构较为复杂。

## 3. 浮动喷射塔板

浮动喷射塔板也是一种气道截面积可变的喷射塔板，如图 12-7 所示。塔板的主体由支架以及可以在支架三角槽内自由转动的条状浮动板所组成。气体由浮板隙缝喷出，使气液呈并流方向流动，随着负荷的变化，浮板张开角也随之变化。该种塔板具有生产能力大、压降小的特点，缺点是结构较为复杂、构件易损坏，现已较少使用。

## (五) 立体传质塔板

立体传质塔板的特点是在塔板上有若干传质元件，气、液相高速并流通过元件，元件内的汽液湍动程度较大，因此处理能力远高于普通鼓泡类塔板，并能保持很高的传质效率。此外，两相之间的分散、传质和两相分离过程都在元件内发生，因此可望显著改善塔板的放大效应问题。该类塔板的缺点是压降较高。

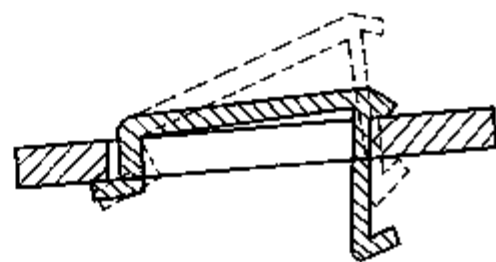


图 12-6 浮舌塔板示意图

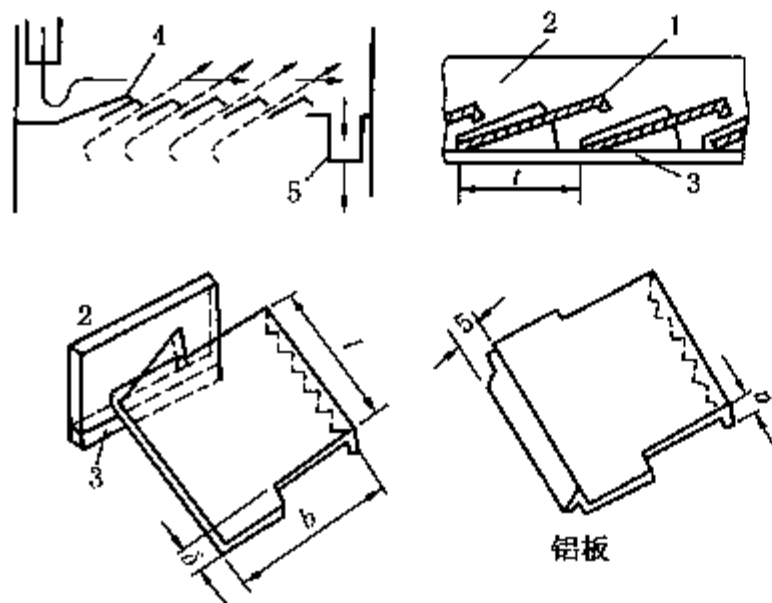


图 12-7 浮动喷射塔板结构示意图

1—浮动板；2—支架；3—托板；4—入口斜板；5—溢流管

在设计选用塔板类型时需要注意所应用的工艺对象。通常在原油常、减压蒸馏工艺中，沿塔高度的液气比的变化是很大的，在烃类气体分馏工艺中的液气比一般很大，而在吸收操作工艺中则正好相反。此外还应考虑所处理的物料是否有固体夹带、结焦的可能和起泡的程度，以及对塔内构件的腐蚀性强弱等。

## 二、塔板的结构及工作状况

### (一) 塔板的结构

溢流式鼓泡型板式塔的典型结构如图 12-8 所示。整个塔板的主要部件有：

(1) 降液管：板上的液体通过降液管流至下一层塔板，流体在降液管中不具有分离作用，但能够影响液相处理能力。无溢流塔板(即穿流塔板)不设降液管。

(2) 出口堰(溢流堰)：用来保持塔板上能有一定厚度的液层，喷射类塔板一般不设出口堰。

(3) 入口堰：对进入塔板的液体起分布、缓冲和液封作用，可以防止气体从降液管短路，使用凹形受液盘的塔板不设入口堰。

(4) 受液盘：对降液管来的液体起缓冲和分布作用，凹形受液盘还具有入口堰的作用。

(5) 塔盘板及鼓泡构件：形成气液两相传热、传质的主要构件。鼓泡构件如筛孔、泡罩、浮阀等。

工业上，一般大型塔板采用分块结构，塔板块均能从塔壁的人孔(直径为 450mm 或 600mm)进出。塔板下方常用扁钢、角钢等型钢制成的支承圈及支承梁等支持。

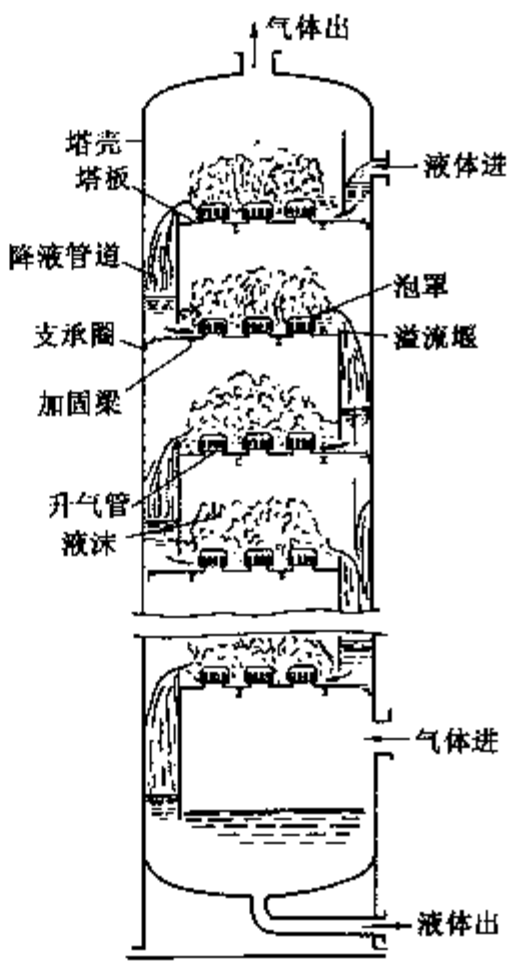


图 12-8 板式塔的典型结构

## (二) 塔板上的气、液接触状态

塔板的流体力学性能与板上气、液接触状态紧密相关。而气、液接触状态主要取决于流体的流速、两相的物性和塔板的结构等。当液体流量一定，气体速度从小到大变化时，可以观察到以下几种接触状态：

### 1. 鼓泡状态

当气速较低时，气体在液层中以鼓泡的形式自由浮升，此时塔板上存在着大量的清液，气泡的数量不多，形成的气、液混合物基本上以液体为主，气泡占的比例较小，气、液接触的表面积不大，如图 12-9(a)所示。

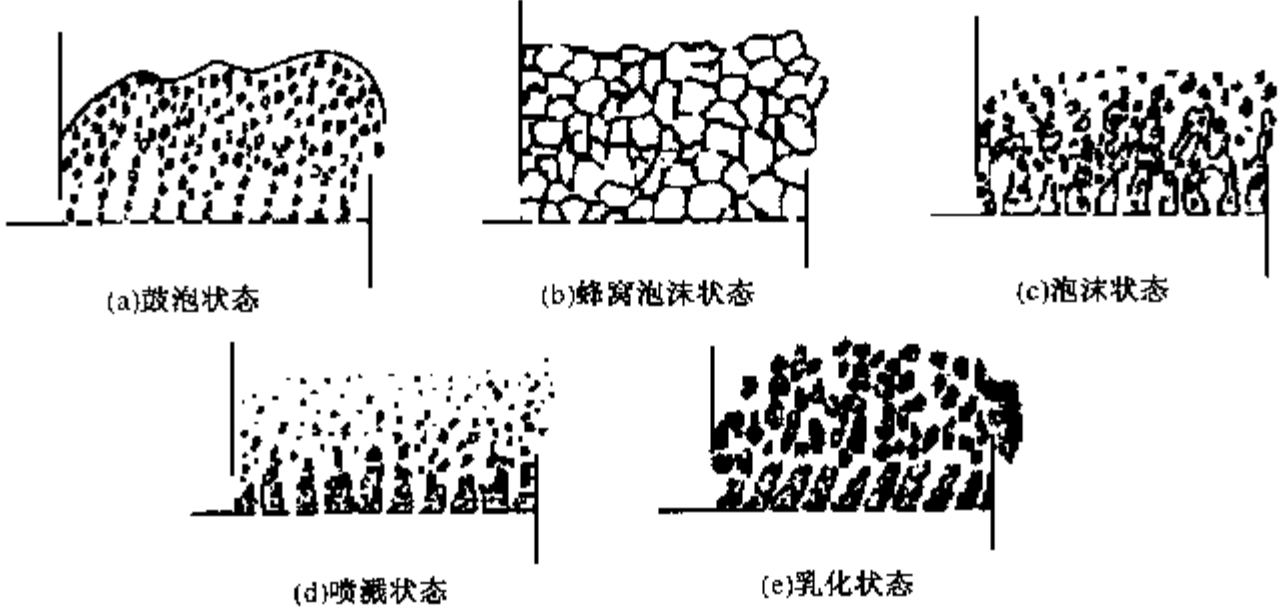


图 12-9 塔板上典型的接触状态

### 2. 蜂窝泡沫状态

当气速增加，气泡的形成速度开始大于气泡浮升的速度，上升的气泡在液层中积累，气泡之间互相接触，形成气、液泡沫混合物。因为气速较低，气泡的动能还不足以使气泡表面膜破裂，形成一种类似于蜂窝状的泡沫结构，如图 12-9(b)所示。在这种接触状态下，板

上清液层基本消失而形成以气体为主的气、液混合物。由于气泡不易破裂，表面得不到更新，所以这种状态对于传质与传热并不有利。

### 3. 泡沫状态

当气速继续增加，气泡数量急剧增加，气泡不断发生碰撞和分裂。此时板上液体大部分均以液膜的形式存在于气泡之间，形成一些直径较小、扰动十分剧烈的动态泡沫，在板上只能看到较薄的一层液体，如图 12-9(c) 所示。与第二种状态对比，泡沫接触状态的表面积大，表面不断更新，对传质与传热有利。

### 4. 喷溅状态

上述三种状态中液相是连续相，气相被分散。当气速继续增加而液量相对较低时，液体被气流分散成小液滴。此时液体成为分散相，气体变为连续相，两相传质面积是液滴的外表面，如图 12-9(d) 所示。由于液滴回到塔板后又被吹散，这种液滴多次形成和聚集，使得传质面积大大增加，表面不断更新，对传质与传热极为有利。

### 5. 乳化状态

当气速较低而液体负荷相对较大时，塔板上液体流动的剪切作用会将尚未形成正常尺寸的气泡切断，从而使气泡的尺寸变小，成为小气泡夹带在液流中，形成了均匀的两相流体，呈现出某种“乳化”的特征，如图 12-9(e) 所示。

浮阀塔板上的汽液接触状态一般只有鼓泡、泡沫和喷溅三种状态；筛孔塔板可分为鼓泡、蜂窝状泡沫、泡沫和喷溅四种状态。鼓泡状态和乳化状态一般在操作中很少出现。泡沫状态与喷溅状态均是优良的工作状态，泡沫状态可以看作是鼓泡状态向喷溅状态的转变或两者的综合。喷溅状态比泡沫状态的孔速大，因而塔的生产能力也大，但喷溅状态是塔板操作的极限，雾沫夹带较多，如果控制不好，就会影响传质过程。

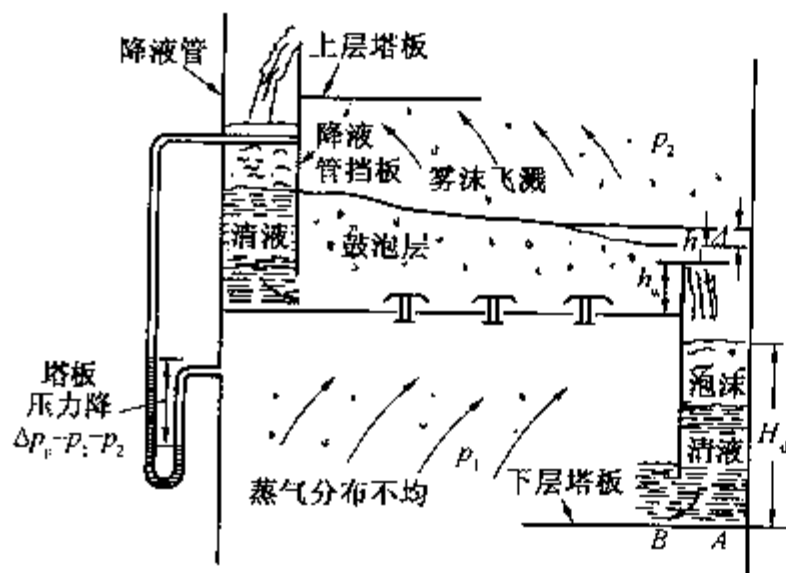


图 12-10 塔板操作中的一些基本现象

### (三) 塔板的水力学操作现象

塔板的传质、传热性能主要取决于塔板的水力学状况。塔板操作时的一些基本现象如图 12-10 所示。

#### 1. 塔板压降、液面落差

当流体由上层塔板的降液管流下进入塔板后，就沿横向流经塔板至出口堰，经该层塔板的降液管流至下一层塔板。塔板上的液层厚度要比出口堰高一些。出口堰上的液面高度则随液体流量的增加而增高。仔细观察会发现塔板入口处的液面要比出口处的液面高(尤其是泡罩塔板)，进出口之间的液面梯度称为液面落差，是流体流过塔板时克服塔壁、塔板及板上鼓泡元件的流动阻力所造成的。

气体向上流动时需要克服通过浮阀、筛孔或泡罩等鼓泡构件的阻力和塔板上液层的静压等，会形成一定压降，因此两层塔板间的压差( $p_1 - p_2$ )称为塔板的压降。塔体同一截面上气体的压力相等，而塔板上从入口堰到出口堰沿液体流向的液层厚度并不相等，因此气体通过各排浮阀、泡罩或筛孔的量并不相等，当液面落差较大时，这种气体分布不均的现象就可能比较严重。气液相的分布不均匀会造成塔设备操作性能变差，这种现象称为塔板的放大效应。

### 2. 降液管液层高和降液管液泛

由于下层塔板的压力  $p_1$  比上层的压力  $p_2$  高，液体由降液管流至下层塔板时是由低压流向高压，再加上液体通过降液管流动时还需克服一定的阻力，因此降液管中的液面必定要比塔板上的液面高。正常操作时，不允许降液管中的液面超过上层板的堰口。当降液管中液面超过上层塔板的堰口而与上层塔板上液面相连时，就会阻碍液体在降液管中的正常下流，液体在塔内积累，形成降液管液泛(淹塔)现象。

### 3. 雾沫夹带和喷射液泛

气体由塔板下方上升，穿过阀孔或筛孔以鼓泡方式(或喷射方式)和塔板上流动的液体接触，在塔板上形成鼓泡层、泡沫层(或喷溅层)，其密度要比清液小。当气泡在液层表面崩破时会夹带出一部分液滴，所夹带液滴中较大的液滴在气流进入上层塔板以前还能回落到该板上，但较小的液滴将随上升气流被带入上层塔板上，这种现象称为雾沫夹带，被携带进入上层塔板的液滴称为被夹带的雾沫。雾沫夹带是一种液体的返混现象，过量雾沫夹带会造成塔板效率的降低，严重时会导致液体下流，发生塔板雾沫夹带液泛(也称喷射液泛)。

### 4. 漏液

在正常操作的塔板上，液体横向流过塔板，然后经过降液管流下。当气体通过塔板的速度较小时，上升气体通过开孔处的阻力和克服液体表面张力所形成的压降，不足以抵消塔板上液层的重力，液体会从塔板上的开孔处往下漏，这种现象叫做漏液。

影响漏液量的因素很多，除了设计不正确和安装不好会引起局部漏液外，一般漏液与气体通过板上开孔的速度、气液密度、表面张力以及板上液层厚度有关。此外，板上的孔径和开孔率的大小也会影响漏液。漏液随气速的增加很快减少；塔板上的清液层越高，漏液推动力越大，而且气体有向阻力小的地方流动的趋势，因为在塔板上存在液面落差，塔板入口液层较高，同时气体在该处分布相对减少，使得入口处容易发生漏液。此外，当塔设备规模较大时，在高气速下，液体波动十分严重，波峰处液层较高，容易产生漏液。如图 12-11 所示，图(a)表示气体均匀分布的情况，图(b)表示波峰处气流分布较少，容易产生漏液。

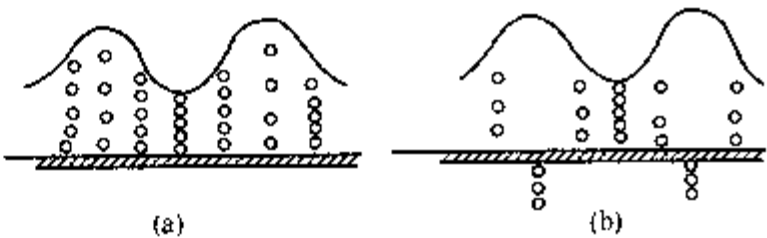


图 12-11 塔板上的液层波动

泄漏的液体没有在塔板上经过很好的传质就落到下层塔板，所以该层塔板上的效率会受影响，而泄漏的液体对下层塔板也是一种返混，同样会降低传质效率。严重的漏液甚至会使塔板上建立不起液层，在设计和操作时应该特别注意防止。当液体全部泄漏时的气速点称为倾泻点，此时的流动过程与穿流塔板相似。

当塔板在很低的气速下操作时，会出现漏液现象；而在很高的气速下又会产生严重雾沫夹带。在大的液体负荷下，溢流速度很大，容易造成降液管液泛。这些不正常的流动现象会造成气液相之间的接触不良或返混，都会使塔板效率降低。发生液泛现象时，塔设备的操作则无法进行。因此，应该尽量避免这些不正常操作的出现。

## 三、塔板设计

### (一) 塔径和塔高的计算

#### 1. 塔径的计算

设计时塔的直径可由下式计算：

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi w}} = \sqrt{\frac{V}{0.785w}} \quad (12-1)$$

式中  $D$ ——塔的内径, m;

$V$ ——塔中气体(或蒸气)在操作条件下的体积流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;

$w$ ——塔中气体(或蒸气)的设计流速, 按空塔截面计算,  $\text{m/s}$ 。

### (1) 气体的体积流率

讨论精馏和吸收过程计算时, 已经介绍过沿塔高气体的体积流量是有变化的, 尤其是精馏段和提馏段的气体流量往往有较大差别。因而设计时应考虑如何选取气体量。当塔中气体的体积流率变化不是很大时, 通常按最大的流率计算。若塔上下段的气体体积流率相差较大时, 则应考虑分段计算, 上下段采用不同的塔径。

### (2) 最大允许气速 $w_{\max}$ 的决定

由式(12-1)可以看出, 当塔中气量  $V$  一定时, 气速选得愈大, 计算的塔径就愈小, 可以节省设备投资。但是泛点气速(即发生液泛时的气速)较小, 处理能力受限制, 所以要选择适宜的操作气速。造成液泛的主要原因有两种:

① 雾沫夹带量过大, 导致由上层塔板流下的液体几乎又全部被送回到上层塔板, 使液体不能正常下流。

② 若塔板压降或液体通过降液管流动的阻力过大, 致使该层降液管中的液面高度上升至上层塔板的溢流堰, 阻碍液体的正常下流(此时雾沫夹带量不一定很大)。

发生液泛时, 塔板效率急剧降低, 分离效果大幅度下降, 而塔的压降却骤然增大, 因此泛点气速为操作上限。

计算塔径时, 通常是先根据过量雾沫夹带来确定最大允许气速  $w_{\max}$ , 用最大允许气速再乘以一个系数作为设计所用的适宜气速。至于是否有可能由于降液管中液面过高造成淹塔, 可在塔板的水力学计算中检验。

根据过量雾沫夹带来决定最大允许气速  $w_{\max}$  的原则是: 塔内气流上升速度等于液滴沉降速度时, 液滴即被托住而不能沉降。若气流速度更大, 液滴即被吹向上。因此, 发生过量雾沫夹带时的气流速度与液滴的沉降速度直接有关, 根据液滴的沉降速度公式:

$$u_s = \sqrt{\frac{4d_p(\rho_L - \rho_V)g}{3\rho_V\xi}} \quad (12-2)$$

式中  $d_p$ ——液滴直径, m;

$\rho_L, \rho_V$ ——操作条件下的液体与气体的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;

$g$ ——重力加速度,  $\text{m}/\text{s}^2$ ;

$\xi$ ——液滴沉降的阻力系数。

难以断定的是,  $d_p$  值为多少的液滴会被上升气流托住而不能沉降或过量产生夹带而导致液泛, 同时  $\xi$  值又随液滴与气体相对运动状况的变化而不同。因此直接用式(12-2)来计算液滴的沉降速度比较困难。为此, 将这些不能确定的因素及其他常数合并, 并以最大允许气速  $w_{\max}$  代替式中的沉降速度, 按以下的半经验公式来计算:

$$w_{\max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (12-3)$$

式中  $C$ ——操作体系的气体负荷因子。



文献中计算  $C$  的公式和图表不少, 这里介绍史密斯图。史密斯根据一些研究数据, 整理出图表可用于确定浮阀塔、筛板塔和圆形泡罩塔的最大允许气速, 如图 12-12。

图中纵坐标  $C_0$  代表液体表面张力  $\sigma = 20 \times 10^{-5} \text{ N/cm}$  时的  $C$  因子; 横坐标  $\frac{L}{V} \left( \frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{1/2} = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}$  称为流动参数, 代表液相和气相的动能之比, 考虑液体流量对允许气速的影响。  
其中

$V, L$ ——气液相的体积流率,  $\text{m}^3/\text{s}$  或  $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$\bar{V}, \bar{L}$ ——气液相的质量流率,  $\text{kg}/\text{s}$  或  $\text{kg}/\text{h}$ 。

图中各条曲线的参数是板间距和塔板上清液层高度的差值  $(H_T - h_L)$ , 其值表示夹带液滴的沉降高度, 在计算塔径时, 因  $h_L$  尚未算出, 一般可根据经验对常压和加压塔板取  $50 \sim 80 \text{ mm}$ , 减压塔可取  $25 \sim 30 \text{ mm}$ 。

对表面张力不等于  $20 \times 10^{-5} \text{ N/cm}$  的液体, 需对图 12-12 中的  $C_0$  值作表面张力校正:

$$C = \beta C_0 \quad (12-4)$$

式中  $\beta$ ——表面张力校正系数, 按下式计算:

$$\beta = \left( \frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \quad (12-5)$$

式中  $\sigma$ ——液体在操作条件下的表面张力,  $10^{-5} \text{ N/cm}$ 。

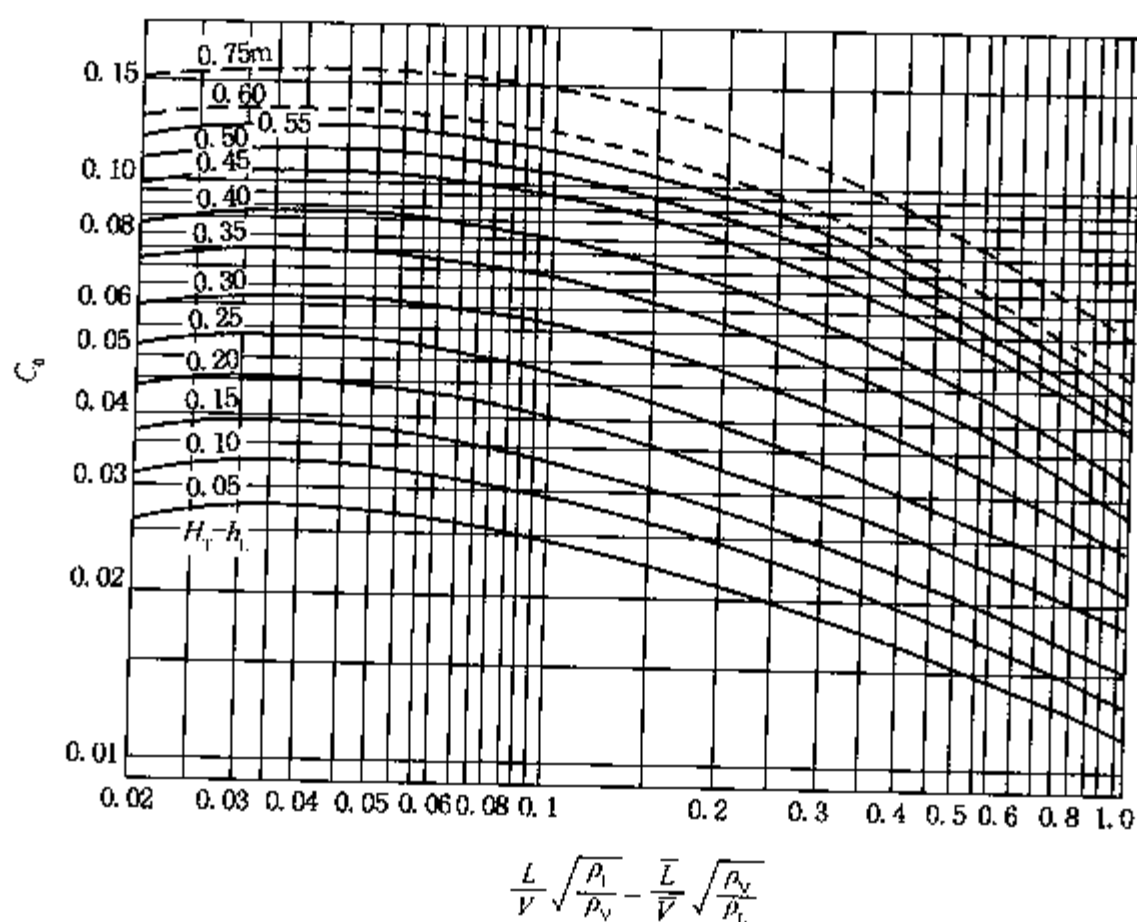


图 12-12 系数  $C_0$  与有关因数间的关系

### (3) 设计气速

设计时所采用的气速  $w$  应小于  $w_{\max}$ , 一般:

易起泡沫介质:

$$w = (0.6 \sim 0.8) w_{\max} \quad (12-6a)$$

不易起泡沫介质： $w = (0.8 \sim 0.85)w_{\max}$  (12-6b)

2. 板间距  $H_T$  和塔高  $H$  的决定

板间距  $H_T$  的大小是与最大允许气速  $w_{\max}$  有直接关系的。 $H_T$  取得较大, 可以提高最大允许气速  $w_{\max}$ , 但设备投资也增大。因此应综合各方面的因素来决定板间距。经验上对不同的塔径常用的板间距如表 12-1 所示。

表 12-1 板间距与塔径的关系

塔 径/mm	板 间 距( $H_T$ )/mm				
600 ~ 700	300	350	450		
800 ~ 1000	350	450	500	600	
1200 ~ 1400	350	450	500	600	800
1600 ~ 3000		450	500	600	800
3200 ~ 4200				600	800

如图 12-13 所示的不抽侧线的精馏塔, 其高度可由下式计算:

$$H = (N - 2)H_T + H_{\text{顶}} + H_{\text{底}} + H_{\text{进}}$$
 (12-7)

- 式中  $N$ ——全塔实际板数;  
 $H_T$ ——板间距, m;  
 $H_{\text{顶}}$ ——由顶层塔板至塔顶的距离, m;  
 $H_{\text{底}}$ ——由底层塔板至塔釜的距离, m;  
 $H_{\text{进}}$ ——进料处的板间距, m。

塔顶留一定空间是为了减少被夹带出塔的液滴量, 一般取  $H_{\text{顶}} = 0.9 \sim 1.2\text{m}$ 。有些塔设备在塔顶设置捕雾装置。塔底的空间是为了在塔底留有足够的液体存量, 防止操作波动时塔釜液体被抽空。一般储有的液体量应保证液体在塔釜有 5 ~ 10min 的停留时间。另外来自再沸器的气液混合物也需要有一个分离空间, 通常取  $H_{\text{底}}$  为 1.5 ~ 3.0m。进料处的雾沫飞溅现象较为严重(与进料状态有关), 此处板间距也取得较大, 一般  $H_{\text{进}} = 0.75 \sim 1.0\text{m}$ 。对抽出侧

线产品、多股进料或各段板的板间距不等的塔则需根据具体情况而定。

(二) 塔板的初步设计

塔板的初步设计包括对塔板的结构方案和主要结构参数作出初步的选择, 然后再通过水力学计算来检验所作的选择是否适宜。

1. 塔板上流体流型的选择

图 12-14 为塔板上几种流型的示意图。表 12-2 介绍了各种流型适用的液体流量范围。

(1) 单溢流(直径流)[图 12-14(a)]

液体沿直径方向横向流过塔板, 通过降液管流至下层塔板。这是最常见的流动形式。当塔径较大或液体流量较大时, 由于液体流过塔板的阻力增大, 造成显著的液面落差, 使得气体分布不均。因此对于直径大于 2.0m 的塔, 常采用双溢流的流型。

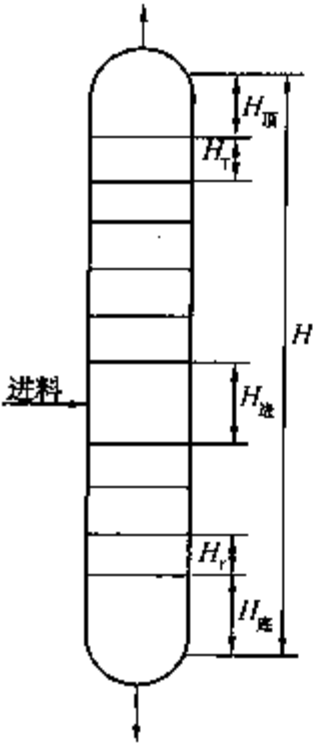


图 12-13 塔高度关系



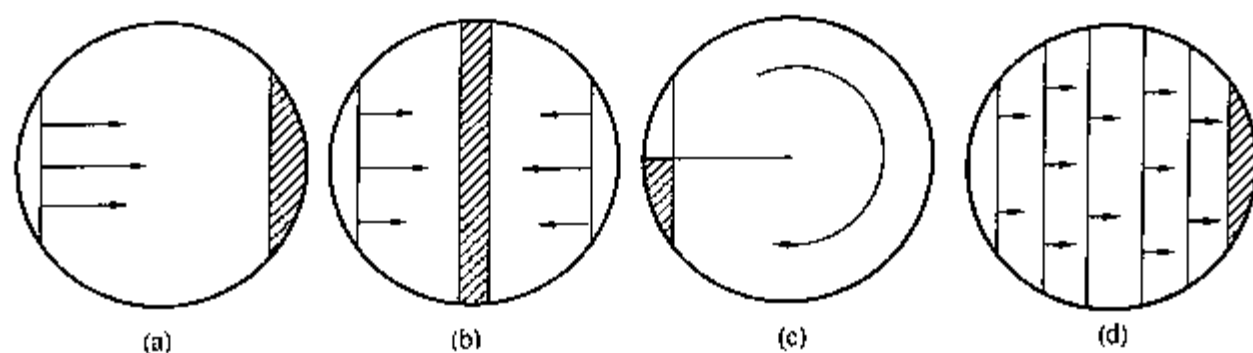


图 12-14 塔板上流体流动的几种形式

## (2) 双溢流[图 12-14(b)]

双溢流的塔板上液体分成两股流动。液体分别由两侧流向中央的降液管，经中央的降液管流至下层塔板后，又由中央分流至两侧的降液管。液体在相邻两层板上的流向相反。采用双溢流时，由于液体流程减少一半，液体流量也一分为二，因此可使液面落差显著降低。但流道也会缩短，影响塔板效率，并且上下两层塔板的结构不同，加工制造比较复杂。

## (3) 回转流(U 型流)[图 12-14(c)]

降液管和受液盘安排在塔的同一侧且相邻，用挡板将塔板分割成“U”形，来自上层降液管的液体在塔板上绕一圈后通过降液管落入下层塔板。该塔板的溢流结构所占面积小，流道较长，适用于液体流量很小的情况( $11\text{m}^3/\text{h}$  以下)。

## (4) 阶梯流[图 12-14(d)]

在这种塔板上液体流经成阶梯排列的几个串联流程，每个流程的长度较短。当塔板上液体流量甚大时，不致造成过大的液面落差。但塔板的结构较为复杂，实际生产中较少采用。

表 12-2 各种流型的适用范围

塔径/m	液体流量/ $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$		
	回转型(U 型)	单 溢 流	双 溢 流
1.0	<7	<45	—
1.5	<9	<80	—
2.0	<11	<110	110 ~ 160
3.0	<11	<110	110 ~ 200
4.0	<11	<110	110 ~ 230
5.0	<11	<110	110 ~ 250

# 2. 溢流结构的设计

## (1) 降液管

常用的降液管形式有弓形、矩形和圆形，见图 12-15。弓形降液管应用最广，在双溢流的塔板中需同时应用弓形和矩形降液管；多降液管塔板中使用矩形降液管；圆形降液管应用较少，只在实验室小直径塔板和辐射流向的塔板中使用。

弓形降液管的弧边常利用塔壁，直边是一块平板，上方与出口堰相连，下方与下层塔板间留有底隙。弓形降液管有竖直式和倾斜式两种，因为降液管中的液层下部气含率小，液层体积小，因此常采用倾斜式降液管(降液管直边的下部向塔壁倾斜)，以增加鼓泡区面积。

弓形降液管的主要结构尺寸是弦长  $l_w$  和降液管下缘至下层塔板的底隙  $h_d$ ，见图 12-16。弦长  $l_w$  应根据液相负荷来选，若选得过小会影响降液管的液相处理能力，选得过大则减小了塔板上鼓泡区的面积。适宜的  $l_w$  取为  $0.6 \sim 0.75D$ (单溢流)或  $0.5 \sim 0.6D$ (双溢流)， $D$  为塔径。

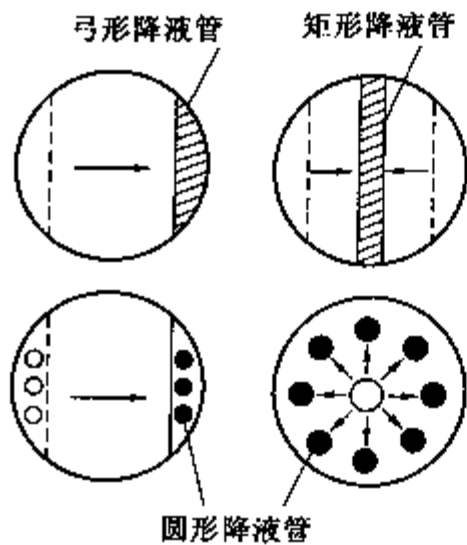


图 12-15 降液管形式

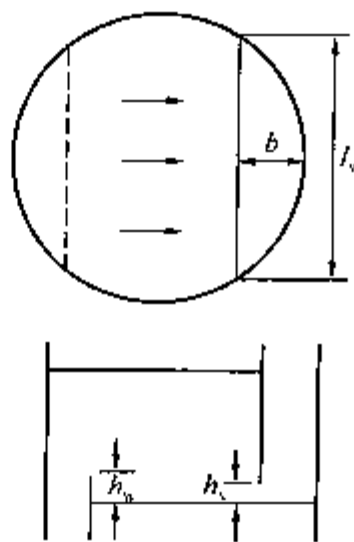


图 12-16 弓形降液管的结构尺寸

弓形降液管的弦长  $l_w$  与宽度  $b$  和截面积  $A_d$  三者之间的关系可由有关手册上的弓形函数表或图 12-17 计算。图和表中的数据均以对塔径  $D$  或塔截面积  $A_T$  的比值来表示。对矩形降液管其宽度  $b$  一般取 200 ~ 300mm。

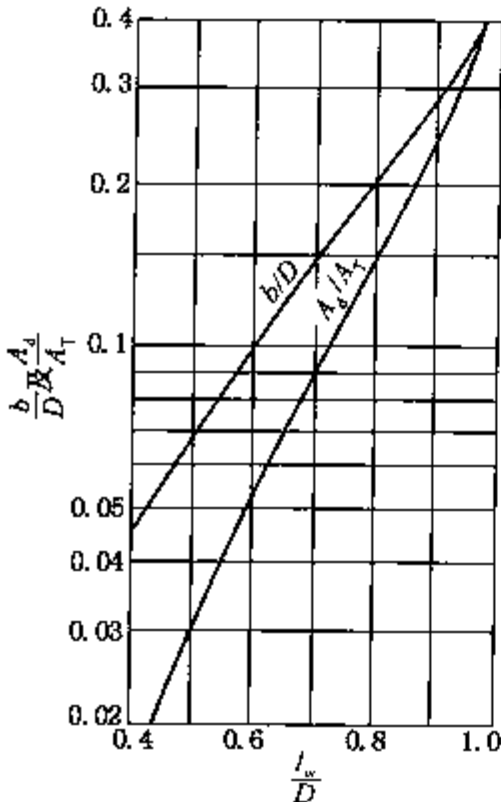


图 12-17 弓形降液管弦长  $l_w$  与宽度  $b$  及截面积  $A_d$  之间的关系

降液管的底隙  $h_s$  若取得过小，则降液管出口的液体流动阻力过大，导致降液管中的液面过高，容易造成降液管液泛；若  $h_s$  取得过大，超过堰高  $h_w$  时，则下层塔板上的气体有可能通过降液管走短路，为此在降液管下口应保持一定的液封，液封高度等于  $(h_w - h_s)$ ，一般采用的液封值如下：

塔径 /m	液封 $(h_w - h_s)$ /mm
<2	12.5
2 ~ 4	25
>4	38

### (2) 溢流堰(出口堰)

设置溢流堰是为了保证塔板上有一定厚度的液层，使气相通过塔板时与液相充分接触，堰高  $h_w$  取得越高，两相接触时间越长，越有利于传质。但液层越厚，气体通过塔板的压降也越大。一般取堰高  $h_w = 30 \sim 50\text{mm}$ ，加压塔取上限，减压塔常取得较小，最低的有取 16mm 的。溢流堰的长度为弓形降液管的弦长  $l_w$ 。溢流堰上部通常是平的，称为平口堰。当液体流量较小时也可采用齿形堰，齿的深度  $h_s$  一般不大于 15mm，见图 12-18。

### (3) 进口堰

塔板上在液体入口处有时设置进口堰，以使降液管流出的液体均匀分布至塔板上并减弱上层板下流液体的冲击作用。但进口堰容易引起沉淀物的积聚，同时它又占据了一部分塔板面积，并且采用弓形降液管时，其下缘有一定的分布作用，所以通常可不设进口堰。进口堰高  $h'_w$  一般取 12mm 左右，但当  $h_w < h_s$  时，则必须取  $h'_w > h_s$  来保证降液管下口的液封。

### (4) 受液盘

受液盘可以采用平型(图 12-19)或凹型(图 12-20)。平

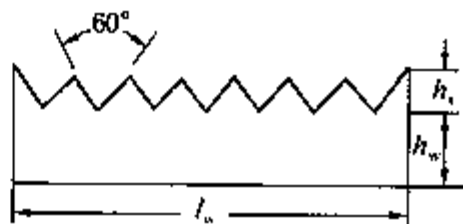


图 12-18 齿形堰尺寸

型受液盘的结构简单，凹型受液盘稍复杂，有时容易引起沉淀物的积聚，但它能保证降液管下部的液封，而且对降液管中流下的液体起分布和缓冲作用，避免了液体直接由降液管涌向塔板而影响附近几排浮阀或筛孔的正常鼓泡，所以凹形受液盘应用广泛。图 12-21 为侧线抽出口处的受液盘示意图。

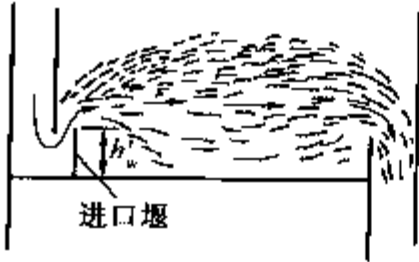


图 12-19 平型受液盘



图 12-20 凹型受液盘

(1) 鼓泡元件的排列方式

① 浮阀塔板

浮阀多采用三角形排列，可分为顺排和叉排两种，见图 12-22(a)。叉排时塔板上汽液两相接触较理想，鼓泡均匀，塔板的机械强度较好，我国部颁标准中采用的就是叉排。

直径超过 800mm 的塔设备采用分块式塔板，浮阀作等腰三角形排列，见图 12-22(b)。其底边固定为 75mm，高度  $t$  随开孔率不同而变化，常用的  $t$  值是 65mm、70mm、75mm、80mm、90mm、100mm、110mm，对加压塔还可增至 125~150mm。整块式塔板中，浮阀常以等边三角形排列。

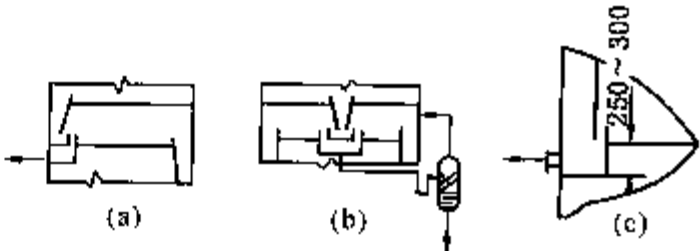


图 12-21 侧线抽出口处的受液盘示意图

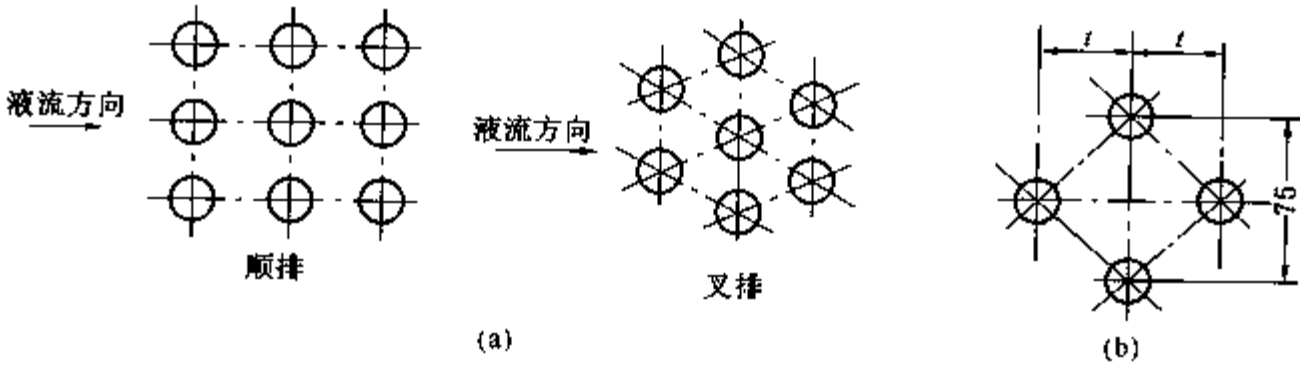


图 12-22 浮阀的排列形式

② 筛板

筛孔一般均作等边三角形排列。孔心距  $S$  一般为  $(2.0 \sim 5.0) d_0$ ，常采用  $S = (3 \sim 3.8) d_0$ 。 $S/d_0$  过小会影响塔板的机械强度，且气流之间相互干扰严重，不利于传质。 $S/d_0$  值过大，气液传质不均匀，所以孔心距一般不宜大于 75mm。

(2) 开孔率的确定

开孔率  $\phi$  是塔板设计中一项重要参数，通常是指开孔总面积和塔截面积之比。 $\phi$  取得过大，孔速  $w_0$  过低，泄漏现象严重。 $\phi$  取得过小，则板面上的鼓泡元件数过少，气液接触不良，塔板的压降也偏大，容易造成过量雾沫夹带或降液管液泛。当沿塔高气相负荷变化较大时，可采用不同的开孔率。

$$\phi = \frac{\text{开孔总面积}}{\text{塔截面积}} \times 100\% \tag{12-8}$$

除了塔截面积以外，开孔率还常采用鼓泡区面积或有效面积(国外常用)作基准来表示：

$$\varphi' = \frac{\text{开孔总面积}}{\text{塔板鼓泡面积}} \times 100\% = \frac{A_0}{A_B} \times 100\% \quad (12-9)$$

$$\varphi'' = \frac{\text{开孔总面积}}{\text{塔板有效面积}} \times 100\% = \frac{A_0}{A_a} \times 100\% \quad (12-10)$$

塔板有效面积  $A_a$  是指塔截面积减去降液管和受液盘的面积。对单溢流塔板：

$$A_a = A_T - 2A_d \quad (12-11)$$

式中  $A_d$ ——降液管面积， $m^2$ 。

塔板鼓泡面积为塔板有效面积减去周边区域的面积，具体说明见塔板布置。

单溢流塔板的开孔率一般为  $\varphi = 5\% \sim 15\%$ ，减压塔中的操作压力低，气相体积流量相对较大，所以开孔率取得较大，而加压塔中取得较小。

### ① 浮阀塔板

一般可由选定阀孔气速  $w_0$  入手。实验结果表明，对 F1 型浮阀，当气相通过阀孔时的动能因数  $F_0 = w_0 \sqrt{\rho_v}$  保持在  $9 \sim 12$  时，浮阀能处于刚刚全开的状态，此时的操作效果最佳。设计时，根据此范围的阀孔动能因数  $F_0$ ，便可求出阀孔气速  $w_0$ ：

$$w_0 = \frac{F_0}{\sqrt{\rho_v}} \quad (12-12)$$

塔中气相流量  $V$  是已知的，则浮阀的个数  $N$  由下式求得：

$$N = \frac{V}{0.785 d_0^2 w_0} \quad (12-13)$$

式中  $d_0$ ——阀孔直径， $m$ 。

在生产实际中，阀孔气速对常压塔一般为  $3 \sim 7 m/s$ ，减压塔大于  $10 m/s$ ；加压塔大致为  $0.5 \sim 3 m/s$ 。

### ② 筛板

筛板上筛孔的直径  $d_0$  取得较小，可使板面上气泡分散得较均匀，压降和雾沫夹带也较小。但孔径取得过小，孔数过多，塔板加工困难，操作中筛孔易被污物、杂质堵塞。孔径取得过大，塔板上鼓泡不均匀，气体通过板上液层时搅动较剧烈，雾沫夹带现象较严重。

筛板的孔径  $d_0$  在  $3 \sim 25 mm$  范围内。近年来的研究表明，当孔径取为  $8 \sim 12 mm$  时，筛

板塔的生产能力、塔板效率及稳定操作范围均较小孔径时为大，只是雾沫夹带量较大。对处理含有固体的系统可采用大孔径。

### (3) 塔板的布置

塔板布置就是在初步选择了塔板的结构参数后，确定塔板鼓泡区的开孔位置。图 12-23 是单溢流塔板的布置图。塔板两侧宽度各为  $b$  的是降液管区和受液盘区，塔板的中央为鼓泡区，面积为  $A_B$ 。鼓泡区和降液管区之间留有宽度为  $Z_1$  的破沫区和宽度为  $Z_2$  的液体分布区，留出这段距离是为了防止阀孔被塔板下方的支承梁挡住，并且防止从降液管来的液体对鼓泡区有冲击，还可以使液体在进入降液管以

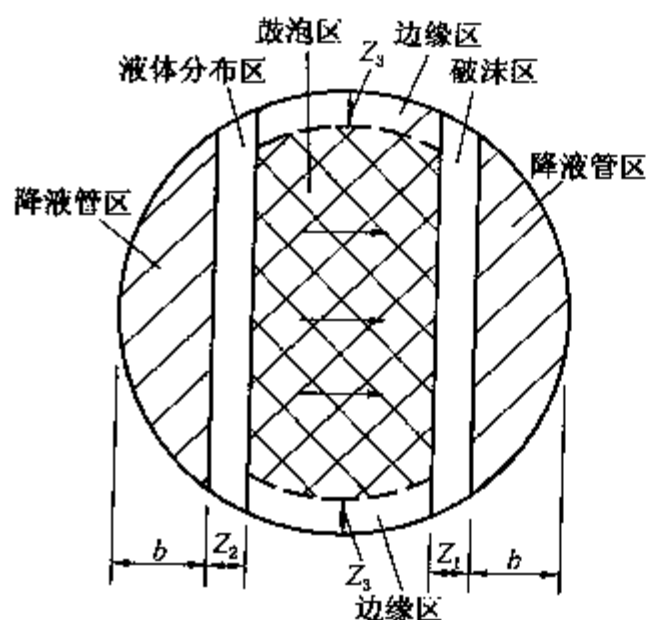


图 12-23 单溢流塔板的布置

前气液分离，防止气泡夹带。出口堰前破沫区的宽度为

塔径	$D \geq 1.5\text{m}$	$Z_1 = 80 \sim 110\text{mm}$
	$1\text{m} < D < 1.5\text{m}$	$Z_1 = 60 \sim 75\text{mm}$
	$D \leq 1\text{m}$	$Z_1$ 可适当减小，最小值可取 $25 \sim 30\text{mm}$

入口处液体分布区的宽度  $Z_2$  可取等于  $Z_1$  或稍小于  $Z_1$ 。鼓泡区外缘至塔壁之间称为边缘区或无效区，宽度为  $Z_3$ ，留出这段距离是为了防止阀孔被塔板下方的支承圈挡住，对小塔一般取为  $40 \sim 50\text{mm}$ ，大塔可取为  $60 \sim 110\text{mm}$ 。

### ① 浮阀塔板

由式(12-13)计算出的浮阀个数是个初步值。根据初步值来画出草图作出具体的布置，可确定在横向上浮阀的排数  $n$ ：

$$n = \frac{D - (2b + Z_1 + Z_2 + d_0)}{t} + 1 \quad (12-14)$$

式中  $t$ ——三角形排列的高度，m。

当选定三角形排列的底边孔心距  $S = 75\text{mm}$  时，三角形高度  $t$  为

$$t = \frac{A_B}{N \cdot S} \quad (12-15)$$

令  $Z_1 = Z_2$ ，塔板上的鼓泡区面积  $A_B$  对单溢流情况可由下式求得

$$A_B = 2 \left( x \cdot \sqrt{y^2 - x^2} + \frac{\pi}{180} y^2 \sin^{-1} \frac{x}{y} \right) \quad (12-16)$$

$$x = \frac{D}{2} - (b + Z_1)$$

$$y = \frac{D}{2} - Z_3$$

式中  $D$ ——塔径，m。

在求出三角形的高度  $t$  后，便可绘制塔板布置图，从而最后确定塔板实际布置的浮阀数。

### ② 筛板

在设计筛板塔时，可以先初步选择孔心距与孔径的比值  $(S/d_0)$  作为起点。鼓泡区中筛孔的总面积  $A_0$  和鼓泡区面积  $A_B$  之比与  $S/d_0$  关系如下：

$$\frac{A_0}{A_B} = \frac{0.906}{(S/d_0)^2} \quad (12-17)$$

鼓泡区面积  $A_B$  计算同前，再由上式求出  $A_0$ ，则筛孔数  $N$  可由下式计算：

$$N = \frac{A_0}{0.785 d_0^2} \quad (12-18)$$

塔板上实际开的孔数还要通过绘制筛板布置图来确定。当然，筛孔数及  $S/d_0$  值也可以根据所选定的开孔率  $\varphi'$  或气相通过筛孔的动能因数  $F_0$  来确定。

### ③ 塔板上各部分面积的大致比例

塔板上的降液管区、液体分布区和破沫区以及边缘区占塔板面积的大致分配如表12-3。鼓泡区面积等于塔总截面积减去以上三项面积之和，由表12-3可以看出塔径愈小鼓泡区所占的分率愈小，塔板面积的有效利用率愈低。

表 12-3 塔板面积的大致分配 %

塔径/m	降液管区		液体分布区和破沫区		边缘区
	单溢流	双溢流	单溢流	双溢流	
1	10 ~ 20		10 ~ 25		10 ~ 30
2	10 ~ 20	20 ~ 30	5 ~ 12	15 ~ 20	5 ~ 18
3	10 ~ 20	16 ~ 24	3 ~ 8	9 ~ 13	3 ~ 12
4	10 ~ 20	14 ~ 21	3 ~ 6	8 ~ 11	3 ~ 10
5	10 ~ 20	12 ~ 18	2 ~ 5	6 ~ 9	2 ~ 8
6	—	10 ~ 15	—	5 ~ 7	2 ~ 6

(三) 塔板的水力学计算

在初步选择了塔板各部分结构尺寸并绘制出了塔板布置草图后，还需要通过塔板的水力计算来检验所选结构参数是否合适。

1. 塔板的压降  $\Delta p_p$

塔板压降是气相通过塔板的流动阻力，是最重要的水力学参数之一。塔板压降不仅能影响塔设备的操作性能，也决定了塔设备的生产能力和传质效率。塔板压降过低会使塔板的操作稳定性变差，易于产生压力波动；而过高的塔板压降不仅会增加设备能耗，降低体系的相对挥发度，还会降低降液管的液相处理能力，对塔板的雾沫夹带和泄漏等性能也有直接影响。特别是在减压操作条件下，塔板压降的大小是选择板型最重要的根据。

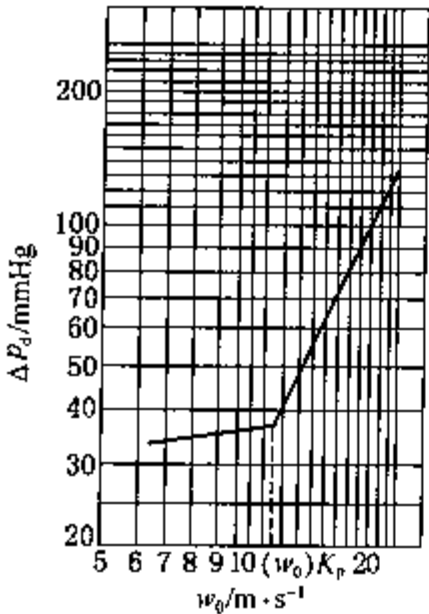


图 12-24 干板压降与阀孔车速的关系

(1) 浮阀塔板

塔板压降通常采用加合模型计算。气体通过浮阀塔板的湿板压降  $\Delta p_w$  可认为由三部分组成：干板压降  $\Delta p_d$ ，液层压降  $\Delta p_L$  以及残余压降  $\Delta p_R$ 。干板压降  $\Delta p_d$  是指塔板上没有液体存在时，气体通过塔板的压降；液层压降  $\Delta p_L$  是指克服液层阻力的压降；残余压降  $\Delta p_R$  是指干板压降加液层压降之和与实际塔板压降的偏差，主要是由克服液体表面张力以及气体的实际流动通道在干板和湿板下的偏差所造成的，一般很小，可忽略不计，于是：

$$\Delta p_w = \Delta p_d + \Delta p_L \tag{12-19}$$

图 12-24 表示了  $\Delta p_d$  随阀孔车速  $w_0$  变化的特性。浮阀在拐点处全部打开，拐点前的线段表示浮阀全开前  $\Delta p_d$  与  $w_0$  的关系，拐点后的线段表示浮阀全开后两者的关系。

对 34g 的 F1 型重阀，全开前的干板压降按式(12-20)计算：

$$\Delta p_d = 19.9 g w_0^{0.175}$$

或

$$\Delta p_d / \rho_L g = 19.9 \frac{w_0^{0.175}}{\rho_L} \tag{12-20}$$

全开后按下式计算：

$$\Delta p_d = 5.37 \frac{\rho_v w_0^2}{2}$$

$$\text{或} \quad \Delta p_d / \rho_L g = 5.37 \frac{w_0^2 \rho_v}{2g \rho_L} \quad (12-21)$$

式中  $\rho_v, \rho_L$ ——气体和液体在操作条件下的密度,  $\text{kg/m}^3$ 。

气体通过塔板上液层的阻力等于板上液层的静压。若忽略板上的液面落差  $\Delta$ , 塔板上的液层厚度等于堰高  $h_w$  和堰上液头高  $h_{ow}$  之和。由于塔板上的液层处于气液两相接触的鼓泡或泡沫状态, 密度应取为气液混合相的密度  $\rho_{\text{气-液}}$ , 但因  $\rho_{\text{气-液}}$  不易测定, 设计时一般近似取  $\rho_{\text{气-液}} = 0.5\rho_L$ 。所以计算式为

$$\Delta p_L = (h_w + h_{ow}) \rho_{\text{气-液}} g \quad (12-22)$$

$$= 0.5(h_w + h_{ow}) \rho_L g \quad (12-22a)$$

式中  $\rho_L$ ——清液的密度,  $\text{kg/m}^3$ 。

其中堰上液头高  $h_{ow}$  和液体的体积流率  $L$  以及堰的几何形状与尺寸有关, 各种堰的  $h_{ow}$  计算公式可以查阅有关的水力学文献, 对弓形降液管应用最多的是平口堰, 平口堰上的液层高度  $h_{ow}$  按下式计算:

$$h_{ow} = 2.84 \times 10^{-3} k \left( \frac{L}{l_w} \right)^{2/3} \quad (12-23)$$

式中  $L$ ——液体在塔板操作条件下的体积流率,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$l_w$ ——堰长,  $\text{m}$ ;

$k$ ——液流收缩系数。

液流收缩系数  $k$  是描述塔壁对堰附近的液流所起的收缩作用的参数, 可从图 12-25 中查出。当求出的堰上液头高  $h_{ow} < 6\text{mm}$  时, 为保证堰上液体的稳定流动, 可采用齿形堰, 齿深  $h_s$  一般在  $15\text{mm}$  以下。

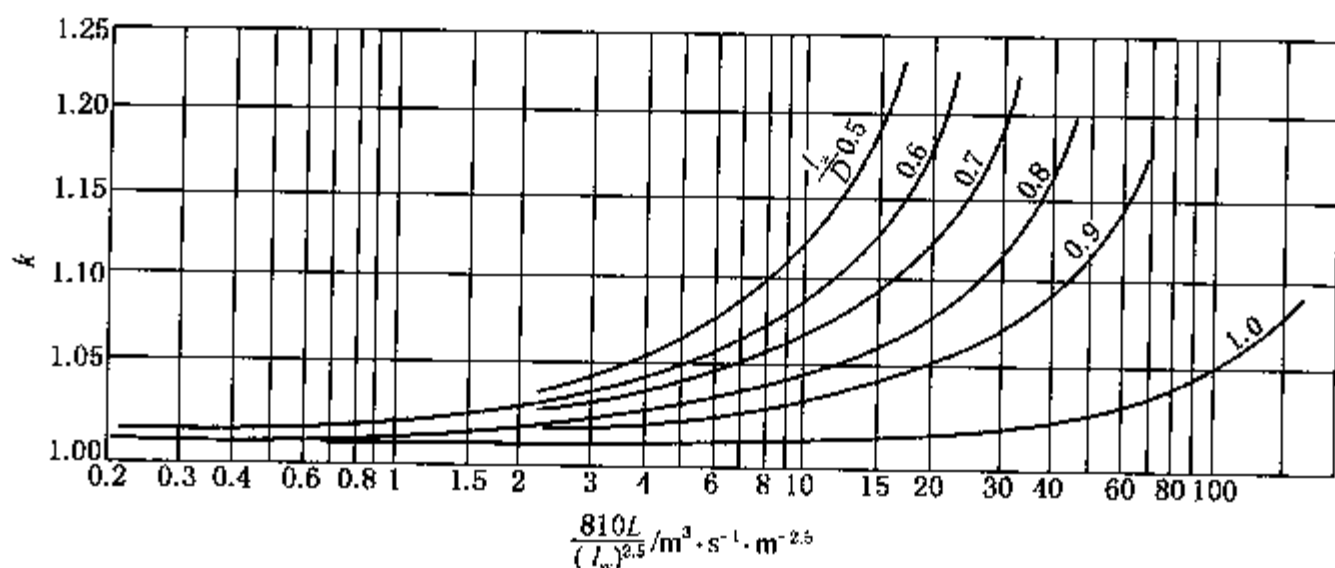


图 12-25 液流收缩系数

当堰上液头高不超过齿顶时 ( $h_{ow} < h_s$ ),  $h_{ow}$  可按下式计算:

$$h_{ow} = 4.35 \times 10^{-2} \left( \frac{L \cdot h_s}{l_w} \right)^{2/5} \quad (12-24)$$

式中  $h_{ow}$ ——堰上液层高,  $\text{m}$ ;

$L$ ——液体的体积流率,  $\text{m}^3/\text{h}$ ;

$l_w$ ——堰长,  $\text{mm}$ ;

$h_s$ ——齿深,  $\text{mm}$ 。



当堰上液层高超过齿顶时( $h_{ow} > h_a$ ),  $h_{ow}$ 可由下式用试差法求解:

$$L = 2650 \left( \frac{l_w}{h_a} \right) [h_{ow}^{5/2} - (h_{ow} - h_a)^{5/2}] \quad (12-25)$$

堰上的溢流强度 $\left(\frac{L}{l_w}\right)$ 一般在  $15 \sim 40 \text{ m}^3/(\text{h} \cdot \text{m})$ 。较少大于  $70 \text{ m}^3/(\text{h} \cdot \text{m})$ 。若溢流强度过大时, 就应采用双溢流或放大降液管入口, 用倾斜降液管来获得较长的溢流堰。

## (2) 筛板

与浮阀塔板类似, 筛板的压降  $\Delta p_w$  也认为是由于干板压降  $\Delta p_d$ 、液层压降  $\Delta p_L$  以及残余压降  $\Delta p_R$  三部分组成。 $\Delta p_R$  一般可忽略, 于是:

$$\Delta p_w = \Delta p_d + \Delta p_L$$

气体通过干筛板的压降  $\Delta p_d$ , 可用气体通过孔口流动时的局部阻力公式计算:

$$\Delta p_d/(\rho_L g) = \xi w_0^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (12-26)$$

式中  $w_0$ ——气体通过筛孔时的线速,  $\text{m/s}$ ;

$\xi$ ——阻力系数。

阻力系数  $\xi$  与筛孔孔径  $d_0$ 、塔板厚度  $\delta$  以及塔板开孔率有关, 图 12-26 表示了这些参数之间的关系。图中  $\varphi''$  是指筛孔的总面积和塔板的有效面积之比。

气体通过液层的压降  $\Delta p_L$ :

$$\begin{aligned} \Delta p_L &= (h_w + h_{ow}) \cdot \rho_{\text{气-液}} \cdot g \\ &= \beta (h_w + h_{ow}) \cdot \rho_L g \end{aligned} \quad (12-27)$$

$$\text{或} \quad \Delta p_L/(\rho_L g) = \beta (h_w + h_{ow}) \quad (12-27a)$$

式中  $\beta$ ——充气系数, 对筛板塔可由图 12-27 查出, 图中横坐标  $F_a$  是以塔板有效面积为基准的动能因数,  $F_a = w_a \sqrt{\rho_v}$ ;  $w_a$  是以塔板有效面积为基准的气速,  $\text{m/s}$ 。

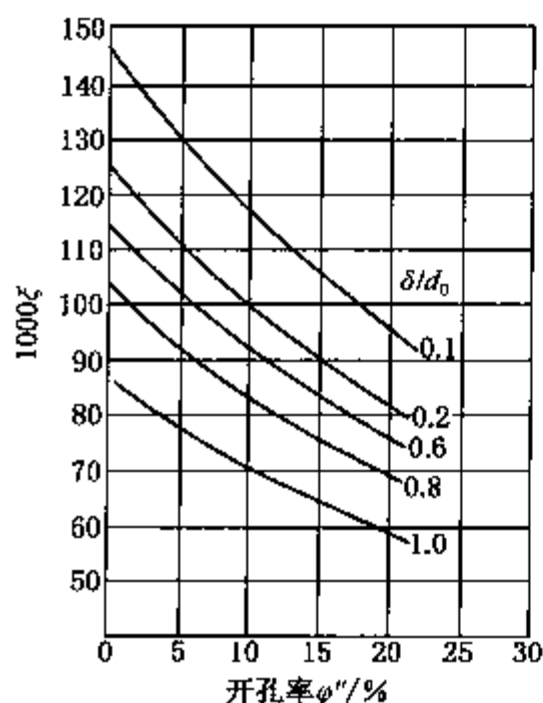


图 12-26 筛板阻力系数  $\xi$  与孔径  $d_0$ 、板厚  $\delta$  及开孔率的关系

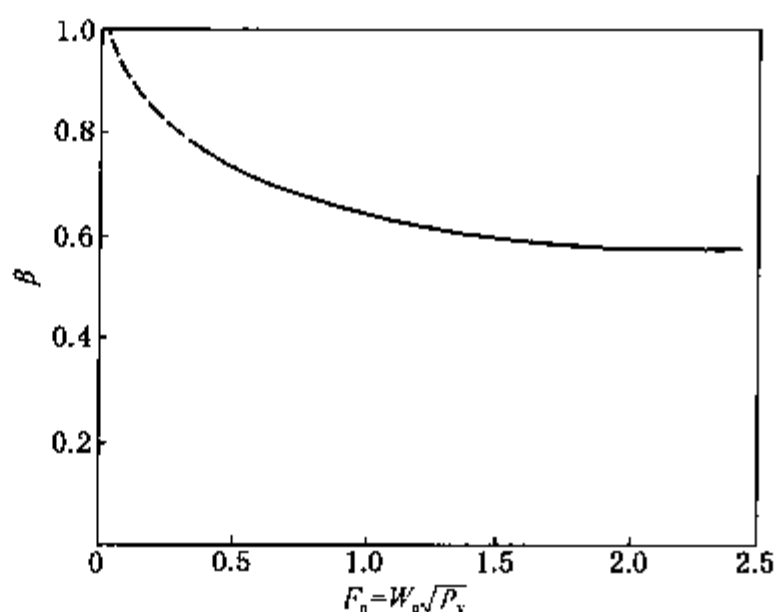


图 12-27 筛板上的充气系数

## 2. 降液管中的液层高

降液管中的清液高度  $H_d$  和塔板压降、板上液层高度及各项阻力之间的关系可由图

12-28中A、B两点间列能量衡算导出：

$$\frac{p_2}{\rho_L g} + H_d = \frac{p_1}{\rho_L g} + h_w + h_{ow} + \Delta h_f + \Delta$$

$$\text{或} \quad H_d = \frac{\Delta p_w}{\rho_L g} + h_w + h_{ow} + \Delta h_f + \Delta \quad (12-28)$$

式中  $\Delta h_f$ ——液体通过降液管下口的液头损失，m 液柱；

$\Delta p_w$ ——塔板压降( $p_1 - p_2$ )，Pa。

上式中忽略了液体通过降液管本身的阻力和A、B点间的动能差  $\Delta \frac{w^2}{2g}$ ， $\Delta h_f$ 可按一般的局部阻力公式计算。

当不设进口堰时：

$$\Delta h_f = 0.153 w_s^2 \text{ (m 液柱)} \quad (12-29)$$

式中  $w_s$ ——液体通过降液管下口的流速，一般为 0.1 ~ 0.5 m/s。

$$w_s = \frac{L_s}{l_w \cdot h_s}$$

式中  $L_s$ ——液体的体积流率，m<sup>3</sup>/s；

$l_w$ ——堰长，m；

$h_s$ ——降液管下缘至塔板的距离，m。

当塔板上设进口堰时：

$$\Delta h_f = 0.2 w_s^2 \quad (12-30)$$

浮阀塔板和筛板的液面落差  $\Delta$  一般很小，常常被忽略。

在用式(12-28)计算降液管中的清液层高度  $H_d$  时，考虑到降液管中液体夹带有部分气泡。即其密度较清液为小，为防止淹塔，一般给出限制条件是：

$$H_d \leq (0.4 \sim 0.6)(H_T + h_w) \quad (12-31)$$

式中  $H_T$ ——板间距，m；

$h_w$ ——堰高，m。

该式对易起泡沫系统可取下限系数。

### 3. 液体在降液管中的停留时间

为了使被液体夹带进入降液管中的气泡能大部分被释出，要求液体在降液管中有充分的停留时间。液体在降液管中的停留时间  $\tau$  等于降液管中液体的体积除以液体的体积流率，即

$$\tau = \frac{H_d \cdot A_d}{L} \quad (12-32)$$

式中  $A_d$ ——降液管的截面积，m<sup>2</sup>。

设计时要求  $\tau \geq 3 \sim 5$ s，对易起泡沫的系统应取大值。有时也可采用控制降液管中液体流速  $w_d$  的方法。 $w_d$  一般应控制在 0.08 ~ 0.12 m/s。

### 4. 雾沫夹带量

雾沫夹带量可用以下两种方法表示：

$$e = \frac{\text{夹带的液体量}}{\text{气体量}} \times 100\% \quad (12-33)$$

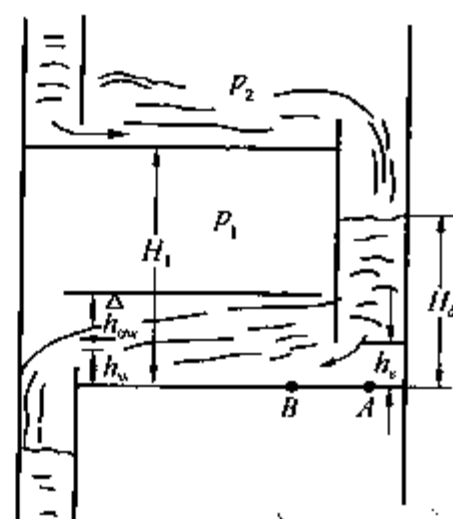


图 12-28 降液管中的液面高

式中  $e$ ——单位质量气体进入上层塔板时所夹带的液体质量。

$$\begin{aligned} \text{或} \quad \varphi &= \frac{\text{夹带的液体量}}{\text{由上层塔板流下的液体总量}} \times 100\% \\ &= \frac{E}{L + E} \times 100\% \end{aligned} \quad (12 - 34)$$

式中  $E$ ——夹带的液体量, kg/h 或 kmol/h;

$L$ ——进入塔板的液体流量, kg/h 或 kmol/h。

### (1) 浮阀塔板

浮阀塔板的雾沫夹带量  $e$  可按以下经验公式计算:

$$e = \frac{A(0.052h_L - 1.72)}{H_T^n \Phi^2} \left( \frac{w}{A_B m} \right)^{3.7} \quad (12 - 35)$$

式中  $h_L$ ——塔板上的清液层高, mm;

$w$ ——空塔气速, m/s;

$H_T$ ——板间距, mm;

$\Phi$ ——与系统起泡性能有关, 在 0.6 ~ 0.8 范围, 易起泡介质取小值。

$$m = 2.80 \times 10^{-3} \left( \frac{\sigma}{\rho_v} \right)^{0.295} \left( \frac{\rho_L - \rho_v}{\mu_v} \right)^{0.425} \quad (12 - 36)$$

式中  $\sigma$ ——液体的表面张力,  $10^{-5}$  N/cm;

$\mu_v$ ——气体黏度, kg · s/m<sup>2</sup>;

$A_B$ ——塔板上鼓泡区的面积, m<sup>2</sup>。

$A$  和  $n$  的取值为: 当  $H_T < 400$  mm 时,  $A = 9.48 \times 10^7$ ,  $n = 4.36$

$H_T \geq 400$  mm 时,  $A = 0.159$ ,  $n = 0.95$

### (2) 筛板

筛板计算雾沫夹带量  $e$  的公式如下:

$$e = 0.22 \left( \frac{73}{\sigma} \right) \left( \frac{w}{12H'_T} \right)^{3.2} \quad (12 - 37)$$

$$H'_T = H_T - 2.5h_L \quad (12 - 38)$$

式中  $H'_T$ ——有效板间距, m。

## 5. 泄漏

对浮阀塔板和筛板, 少量泄漏往往是不可避免的, 但过量的泄漏会导致塔板效率降低, 正常操作条件下不允许塔板上液体大量漏至下层塔板。影响泄漏的因素很多, 目前还没有成熟的关联式, 现有的关联式误差偏大, 不便于用在工程计算中。下面给出塔板在大量泄漏时泄漏点的临界条件, 以便检验所设计的塔板在操作时有无可能发生大量的泄漏或确定塔板可以正常操作时的气速下限。

### (1) 浮阀塔板

实验发现, 浮阀塔板的泄漏量是随阀重的减轻、阀孔气速的降低以及塔板上液层高度的增加而增大, 尤其是阀孔气速和阀重的影响。正常操作时要求浮阀处于全开的情况, 以便保证塔板有足够的负荷变动范围。根据较多的对不同物系、不同操作条件的工业精馏塔的分析, 可用阀孔动能因数这一指标来判断是否会发生大量泄漏。对 21 ~ 34g 的 F1 型浮阀, 为防止出现大量泄漏应以  $F_{om} = 5$  作为操作下限。表 12-4 是浮阀工作状态和阀孔动能因数  $F_0$ 。

间的大致关系。

表 12-4 浮阀单元工作情况与阀孔动能因数  $F_0$  之间的大致关系

浮阀单元工作情况	阀孔动能因数 $F_0 = w_0 \sqrt{\rho_v}$	浮阀单元工作情况	阀孔动能因数 $F_0 = w_0 \sqrt{\rho_v}$
发生大量泄漏	$<5 \sim 6$	正常操作	$8 \sim 17$
浮阀刚刚全开	$9 \sim 12$	上 限	$18 \sim 20$

(2) 筛板

筛板泄漏点的筛孔动能因数  $F_{om}$  和有关因素间的关系有过许多研究，文献资料中也有不少计算  $F_{om}$  的经验公式和图表，但计算结果相差较大。作为近似计算，推荐用下式：

$$(F_{om} - 6.7) = (0.337d_0 + 0.306)(0.0481h_L + 1.35) \tag{12-39}$$

式中  $F_{om}$ ——泄漏点的筛孔动能因数， $F_{om} = w_{om} \sqrt{\rho_v}$ ；  
 $w_{om}$ ——泄漏点的筛孔气速，m/s；  
 $\rho_v$ ——气相密度，kg/m<sup>3</sup>；  
 $d_0$ ——筛孔直径，mm；  
 $h_L$ ——筛板上清液层高，mm。

正常操作时的筛孔气速  $w_0$  必须大于  $w_{om}$ ，一般  $\frac{w_0}{w_{om}}$  宜在 1.5 ~ 2.0 以上以保证塔板有足够的操作弹性。

(四) 塔板的适宜工作区和负荷性能图

对一个正常工作的塔板，应避免以下一些不正常的水力现象发生：①过量的雾沫夹带；②淹塔(液泛)；③过量的泄漏；④降液管中液体的停留时间不够或线速过高；⑤液体负荷过小，不能保证液体在塔板上作稳定、均匀的流动；⑥蒸气负荷过小，不足以使浮阀全部打开。

在塔的实际操作中，气液负荷时常是有变化的，但要维持在一定的范围内，为了确定所设计的塔板对这种变化的适应性，即塔板操作的弹性，可以作出塔板正常工作范围图——适宜工作区图。典型的适宜工作区图如图 12-29 所示，纵坐标为蒸气负荷  $V$ ；横坐标则为液体负荷  $L$ 。适宜工作区的边界是由几种不正常现象所限制。

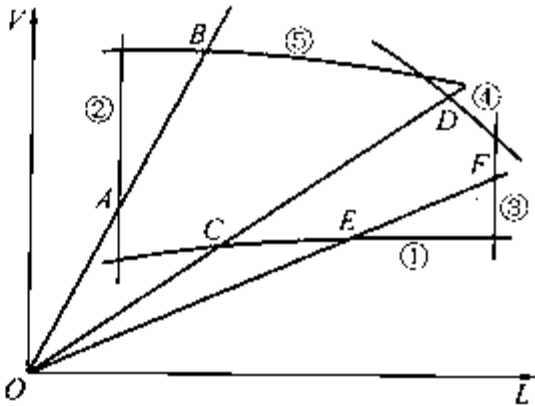


图 12-29 典型的筛板适宜工作区

1. 过量雾沫夹带线⑤

根据要控制的雾沫夹带指标，一般是  $e = 10\%$  或  $\varphi = 15\%$ ，由相应的计算雾沫夹带量的公式或图表求出不同液体负荷  $L$  下相应的蒸气负荷  $V$ ，然后将相应的  $L$ 、 $V$  值标绘于图上。

2. 淹塔(液泛)线④

根据对降液管中液面高的限制条件， $H_d \leq (0.5 \sim 0.6)(H_T + h_w)$ ，计算在不同液体负荷  $L$  下相应的蒸气负荷  $V$ 。

3. 过量泄漏线①

根据计算泄漏点的公式或图表，求出不同液体负荷  $L$  下，发生大量泄漏的阀孔或筛孔动能因数  $F_{om}$ ，从而定出在相应条件下的最小蒸气负荷  $V_m$ 。

#### 4. 降液管中液体停留时间不足线③

根据对液体在降液管中停留时间的要求,  $\tau > 3s$  (按降液管中清液计算) 或对降液管中液体线速的要求来确定允许的最大液体负荷  $L_{\max}$ , 后一种情况下  $L_{\max}$  与蒸气负荷无关, 因此该线在负荷性能图上是一条垂直线。

#### 5. 液体负荷过小线②

为保证液体在塔板上作稳定、均匀的流动, 一般要求堰上液面高  $h_{ow} \geq 2mm$ , 可由式 (12-29) 定出相应的最小液体负荷  $L_{\min}$ 。

板型不同, 图中所包括的极限线有所不同。同一板型, 但设计不同时, 线的相对位置也会不同。例如, 板间距减小则气速较小时也会发生过量雾沫夹带及液泛, 因此这两条极限线便下移。又如, 降液管截面积减小, 则液体流量较小时就会使降液管超负荷, 使得液体流量上限线向左移, 这时原来的液泛线右下端那部分便被划在适宜操作区之外了。

塔板的负荷性能图图 12-29 中需要指出的是, 由限制线①②③④⑤包围的区域只是反映了这块塔板在各个汽液负荷下可能正常操作的流体力学适宜工作区(范围)。那么当这一塔板具体应用于不同工艺操作条件时, 它实际的操作上限和下限究竟应该如何确定? 上、下限的控制因素是否相同? 为了回答上述问题, 可以在适宜工作区图上同时作出反映主要工艺操作条件的操作线, 即通过原点  $O$  和斜率为  $V/L$  的斜线  $OAB$ 、 $OCD$ 、 $OEF$  等。这种图通常称为塔板的负荷性能图, 是传质设备性能与传质分离工艺条件一体化研究的结果, 对塔设备的选择、设计、改造和操作具有直观而重要的指导意义, 由我国首先提出并已被工程设计人员所普遍采用。图 12-29 中的  $OAB$  代表这一塔板在汽液比较大的工艺操作条件下应用的情况, 此直线分别与线⑤及②相交, 表明此时塔板的实际操作的上下限分别是由过量雾沫夹带与液体流量过小控制。两交点的位置指示出这一工艺条件下塔板的操作弹性上下限。在设计时, 塔的实际操作弹性应选用比极限负荷之比小一些, 因为在极限负荷处塔的流体力学操作稳定性差, 其效率往往也低一些。由图还可看出, 同一个塔板若工艺操作的汽液比不同时, 不但实际的操作弹性(上、下限)不同, 而且上、下限的控制因素也不同, 如汽液比较低时的  $OCD$  与  $OEF$  线分别均与不同的极限线相交。所以; 在设计和选用塔板时, 不仅要考虑塔板的适宜工作区, 还应考虑塔板所服务的工艺操作条件; 而在操作与技术改造中, 有关控制因素的分析是具有很好的指导作用的。

#### 【例 12-1】 浮阀塔板的设计计算

某厂  $C_3$  分离塔精馏段顶的操作条件为

压力 2061kPa

温度 95℃

回流比 3.5

气、液相流率和物理性质如下:

$$V = 471 m^3/h = 0.131 m^3/s$$

$$L = 42.8 m^3/h = 0.0119 m^3/s$$

$$\rho_v = 45.1 kg/m^3$$

$$\rho_L = 387 kg/m^3$$

$$\sigma = 0.008 N/m = 8 \times 10^{-5} N/cm$$

$$\mu_v = 9.52 \times 10^{-3} mPa \cdot s$$

采用 F1 型浮阀，试确定塔径、塔板各部分尺寸并进行水力学计算。

解：1. 结构尺寸的初步确定

(1) 塔径计算

$$D = \sqrt{\frac{V}{0.785w}}$$

为确定设计气速  $w$ ，先计算最大允许气速  $w_{\max}$ ，由式(12-3)

$$w_{\max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

先根据图 12-6 求系数  $C_0$ 。板间距  $H_T$  初步选择为 0.45m；塔板上清液层高度  $h_L \approx 0.08\text{m}$ 。该图横坐标的值

$$\frac{L}{V} \left( \frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{1/2} = \frac{0.0119}{0.131} \left( \frac{387}{45.1} \right)^{1/2} = 0.265$$

查出  $C_0 = 0.056$ ，系数  $C = \beta C_0$ 。

由式(12-5)得

$$\beta = \left( \frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} = \left( \frac{8}{20} \right)^{0.2} = 0.832$$

$$C = \beta C_0 = 0.832 \times 0.056 = 0.0465$$

$$w_{\max} = 0.0465 \sqrt{\frac{387 - 45.1}{45.1}} = 0.128\text{m/s}$$

取设计气速

$$w = 0.85w_{\max}$$

$$w = 0.85 \times 0.128 = 0.109\text{m/s}$$

塔径

$$D = \sqrt{\frac{V}{0.785w}} = \sqrt{\frac{0.131}{0.785 \times 0.109}} = 1.23\text{m}$$

取塔径  $D = 1.2\text{m}$ 。

(2) 塔板上液体流型的选择

现塔径  $D$  为 1.2m，塔板上液体流量  $L$  为  $42.8\text{m}^3/\text{h}$ 。由表 12-2 可知，可选用单溢流的塔板。

(3) 降液管和堰尺寸的确定

采用一般的弓形降液管和平口堰。堰长  $l_w = 0.75D = 0.75 \times 1.2 = 0.9\text{m}$

$$\text{堰宽 } b = 0.17D = 0.17 \times 1.2 = 0.204\text{m}$$

溢流堰高  $h_w$ ，对加压塔取其上限：

$$h_w = 50\text{mm}$$

不设进口堰。降液管下口至塔板的距离  $h_s$ ，为保证液封，取

$$h_s = h_w - 12 = 38\text{mm}$$

(4) 浮阀及其排列

选用已标准化的 F1 型浮阀，阀重 34g，浮阀直径 48mm，阀孔直径 39mm。

浮阀排列采用等腰三角形。三角形底边孔心距  $S$  取 75mm。

(5) 塔板布置

初步布置如图 12-30 所示。分别取  $Z_1 = 80\text{mm}$ ， $Z_2 = 75\text{mm}$ ， $Z_3 = 50\text{mm}$ 。

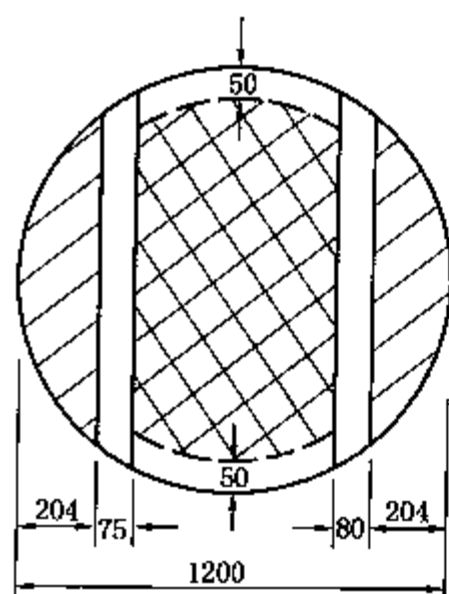


图 12-30 浮阀塔板布置

① 浮阀数  $N$  和开孔率,  $\varphi$  的确定

设计时取阀孔动能因数  $F_o = 9$ , 阀孔气速  $w_o$  为

$$w_o = \frac{F_o}{\sqrt{\rho_v}} = \frac{9}{\sqrt{45.1}} = 1.34 \text{ m/s}$$

为保证此阀孔气速应排列的浮阀数  $N$  为

$$N = \frac{V}{0.785 d_o^2 w_o} = \frac{0.131}{0.785 \times (0.039)^2 \times 1.34} \approx 82$$

以塔板总面积为基准的塔板开孔率  $\varphi$  为:

$$\begin{aligned} \varphi &= \frac{\text{阀孔总面积}}{\text{塔板总面积}} \times 100\% \\ &= \frac{82 \times 0.785 \times (0.039)^2}{0.785 \times (1.2)^2} \times 100\% = 8.66\% \end{aligned}$$

② 三角形排列高度  $t$  的确定

排列浮阀部分的面积  $A_B$  可由式(12-16)计算

$$A_B = 2 \left[ x \sqrt{y^2 - x^2} + \frac{\pi}{180} y^2 \sin^{-1} \frac{x}{y} \right]$$

式中

$$x = \frac{D}{2} - (b + Z_1) = \frac{1.2}{2} - (0.204 + 0.08) = 0.316$$

$$y = \frac{D}{2} - Z_3 = \frac{1.2}{2} - 0.05 = 0.55$$

$$\begin{aligned} \text{代入上式} \quad A_B &= 2 \left[ 0.316 \sqrt{(0.55)^2 - (0.316)^2} + \frac{\pi}{180} (0.55)^2 \sin^{-1} \frac{0.316}{0.55} \right] \\ &= 0.654 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

三角形排列高度  $t$  由式(12-15)可得

$$t = \frac{A_B}{NS} = \frac{0.654}{82 \times 0.075} = 0.106 \text{ m} = 106 \text{ mm}$$

由经验值选取  $t = 100 \text{ mm}$ 。

③ 横向上排列的浮阀排数  $n$ 

由式(12-14)得

$$\begin{aligned} n &= \frac{D - (2b + Z_1 + Z_2 + d_o)}{t} + 1 \\ &= \frac{1.2 - [(2 \times 0.204) + 0.08 + 0.075 + 0.039]}{0.1} + 1 \\ &\approx 7 \end{aligned}$$

## 2. 塔板水力学计算(塔板布置从略)

初步确定了浮阀塔板各部分的结构尺寸以后, 需通过水力计算来检验所选择的结构参数是否能满足各项水力指标。

(1) 塔板压降  $\Delta P_w$ 

由式(12-19)

$$\Delta p_w = \Delta p_d + \Delta p_L$$



① 干板压降  $\Delta P_d$

由式(12-20)与式(12-21), 令公式右端相等, 可以解出浮阀刚刚全开时的气速为 1.3m/s, 现阀孔气速为 1.34m/s, 故应采用浮阀全开时的公式计算干板压降。

由式(12-21)得

$$\Delta p_d = 5.37 \times \frac{\rho_v w_0^2}{2} = 5.37 \times \frac{45.1 \times (1.34)^2}{2} = 217.4 \text{ Pa}$$

$$\Delta p_d / \rho_L g = \frac{217.4}{387 \times 9.81} \times 1000 = 57.5 \text{ mm 液柱}$$

计算结果表明, 浮阀在所取阀孔气速下处于刚刚全开,  $\Delta p_d / \rho_L g$  应取 57.5mm 液柱。

② 通过液层的压降  $\Delta P_L$

由式(12-22a)计算:

$$\Delta p_L = 0.5(h_w + h_{ow})\rho_L g$$

堰上液面高  $h_{ow}$  可由式(12-23)计算

$$h_{ow} = 2.84 \times 10^{-3} k \left( \frac{L}{l_w} \right)^{2/3}$$

液流收缩系数  $k$  由图 12-21 查取, 当

$$l_w/D = 0.75$$

$$\frac{810L}{l_w^{2.5}} = \frac{810 \times 42.8}{0.9^{2.5} \times 3600} = 12.6$$

时, 由图 12-21 查出  $k=1.06$ , 代入式(12-23), 得

$$h_{ow} = 2.84 \times 10^{-3} \times 1.06 \times \left( \frac{42.8}{0.9} \right)^{2/3} = 0.0382 \text{ m}$$

堰高  $h_w = 50 \text{ mm}$ , 于是

$$\Delta p_L = 0.5(0.05 + 0.0382) \times 387 \times 9.81 = 167.4 \text{ Pa}$$

$$\Delta p_L / \rho_L g = 0.5(0.05 + 0.0382) = 0.0441 \text{ m 液柱}$$

$$= 44.1 \text{ mm 液柱}$$

塔板压降  $\Delta p_w$  为

$$\Delta p_w = \Delta p_d + \Delta p_L = 217.4 + 167.4 = 384.8 \text{ Pa}$$

$$\frac{\Delta p_w}{\rho_L g} = \frac{384.8}{387 \times 9.81} = 0.102 \text{ m 液柱} = 102 \text{ mm 液柱}$$

(2) 降液管中清液高  $H_d$

由式(12-28)计算

$$H_d = \frac{\Delta P_w}{\rho_L g} + h_w + h_{ow} + \Delta h_f + \Delta$$

液体通过降液管下口的液头损失  $\Delta P_f$  可由式(12-29)计算:

$$\Delta h_f = 0.153 w_s^2 \text{ m 液柱}$$

$$w_s = \frac{L_s}{l_w h_s} = \frac{0.0119}{0.9 \times 0.038} = 0.348 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \Delta h_f &= 0.153 (0.384)^2 = 0.0187 \text{ m 液柱} \\ &= 18.7 \text{ mm 液柱} \end{aligned}$$

浮阀塔板的液面落差  $\Delta$  一般很小, 可忽略不计, 则

$$H_d = 0.102 + 0.05 + 0.0382 + 0.0187 = 0.209 \text{m 液柱} \\ = 209 \text{mm 液柱}$$

淹塔条件检验

$$\frac{H_d}{H_T + h_w} = \frac{0.209}{0.45 + 0.05} = 0.418 < 0.6$$

淹塔不会发生。

(3) 液体在降液管中停留时间  $\tau$

由式(12-32)计算:

$$\tau = \frac{H_d A_d}{L_s}$$

弓形降液管的面积  $A_d$  可根据  $l_w/D$  值由图 12-17 计算。当  $l_w/D = 0.75$  时,  $A_d/A_T = 0.112$ , 因此

$$A_d = 0.112 \times 0.785 (1.2)^2 = 0.126 \text{m}^2$$

则

$$\tau = \frac{0.209 \times 0.126}{0.0119} = 2.22 \text{s}$$

$\tau$  较一般要求的 3s 稍小, 再检验液体在降液管中的线速  $w_d$ ,

$$w_d = \frac{L_s}{A_d} = \frac{0.0119}{0.126} = 0.0945 \text{m/s}$$

一般要求  $w_d \leq 0.12 \text{m/s}$ , 因此  $w_d$  尚能满足要求。堰的长度可考虑适当加长, 将降液管下端制成倾斜状。

(4) 雾沫夹带量  $e$

浮阀塔板的雾沫夹带量由式(12-35)估算

$$e = \frac{A(0.052h_L - 1.72)}{H_T^n \phi^2} \left( \frac{w}{A_B m} \right)^{3.7}$$

其中

$$A = 1.59, n = 0.95$$

$$h_L = h_w + h_{ow} = 50 + 38.2 = 88.2 \text{mm}$$

$$w = 0.131/0.785 \times (1.2)^2 = 0.116 \text{m/s}$$

$$H_T = 450 \text{mm}$$

$$\phi = 0.8$$

$$A_B = 0.654 \text{m}^2$$

$$m = 2.80 \times 10^{-3} \left( \frac{\sigma}{\rho_V} \right)^{0.295} \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\mu_V} \right)^{0.425}$$

$$\sigma = 8 \times 10^{-5} \text{N/cm}$$

$$\rho_V = 45.1 \text{kg/m}^3$$

$$\rho_L = 387 \text{kg/m}^3$$

$$\mu_V = 9.52 \times 10^{-3} \text{mPa} \cdot \text{s}$$

$$m = 2.80 \times 10^{-3} \left( \frac{8}{45.1} \right)^{0.295} \left( \frac{387 - 45.1}{9.52 \times 10^{-3}} \right)^{0.425} = 1.45 \times 10^{-1}$$

代入式(12-36), 得

$$e = \left[ \frac{0.159(0.052 \times 88.2 - 1.72)}{(450)^{0.95} \times (0.8)^2} \right] \left( \frac{0.116}{0.654 \times 0.145} \right)^{3.7} = 0.00419$$

即  $e = 0.419\%$ , 该值远小于一般许可值  $10\%$ 。

#### (5) 泄漏

对浮阀塔板而言, 一般泄漏现象发生于阀孔动能因数  $F_o = 5 \sim 6$  以下, 现塔操作的阀孔动能因数  $F_o \approx 9$ , 因此在设计条件下不会发生过量泄漏。为确定塔中气速允许波动的下限, 可根据所取泄漏时的阀孔动能因数  $F_{om} = 5$  计算:

$$w_{om} = \frac{F_{om}}{\sqrt{\rho_v}} = \frac{5}{\sqrt{45.1}} = 0.745 \text{ m/s}$$

空塔气速的下限

$$w_m = w_{om} \cdot \varphi = 0.745 \times 0.0866 = 0.0646 \text{ m/s}$$

而操作的空塔气速  $w = 0.116 \text{ m/s}$ 。

#### 【例 12-2】筛板的水力学计算

某厂丙烯精馏塔采用筛板塔板, 其有关结构尺寸如下:

塔内径	1000mm
板间距	400mm
筛孔直径	4mm
孔心距	12mm
筛孔数	3101 个
筛板厚	3mm
堰长	790mm
堰高	50mm
降液管下口至搭板距离	40mm

在丙烯塔塔顶操作条件下 ( $p = 686.7 \text{ kPa}$  绝,  $T = 6^\circ\text{C}$ ):

丙烯气体密度	$\rho_v = 14.6 \text{ kg/m}^3$
丙烯液体密度	$\rho_L = 535 \text{ kg/m}^3$
丙烯表面张力	$\sigma = 9.3 \times 10^{-5} \text{ N/cm}$
塔中气体流率	$V = 728 \text{ m}^3/\text{h} = 0.202 \text{ m}^3/\text{s}$
塔中液体流率	$L = 18.7 \text{ m}^3/\text{h} = 0.0052 \text{ m}^3/\text{s}$

试通过水力计算检验该筛板在所给操作条件下是否处于适宜工作区。

解: (1) 塔中实际操作气速  $w$

$$w = \frac{0.202}{0.785 \times (1)^2} = 0.257 \text{ m/s}$$

(2) 最大允许气速  $w_{\max}$

由图 12-6 求  $C_0$

$$\frac{L}{V} \left( \frac{\rho_L}{\rho_v} \right)^{1/2} = \left( \frac{0.0052}{0.202} \right) \left( \frac{535}{14.6} \right)^{1/2} = 0.156$$

$$H_T - h_L \approx 0.4 - 0.07 = 0.33 \text{ m}$$

由图 12-12 读出  $C_0 = 0.057$

$$C = \beta C_0 = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.2} C_0 = \left(\frac{9.3}{20}\right)^{0.2} 0.057 = 0.049$$

由式(12-3)计算:

$$w_{\max} = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} = 0.049 \sqrt{\frac{535 - 14.6}{14.6}} = 0.292 \text{ m/s}$$

于是可求出液泛:

$$\text{液泛 \%} = \frac{w}{w_{\max}} \times 100\% = \frac{0.257}{0.292} \times 100\% = 88\%$$

较一般设计值偏高。

(3) 雾沫夹带量  $e$

由式(12-37)计算

$$e = 0.22 \left(\frac{73}{\sigma}\right) \left(\frac{w}{12H_T}\right)^{3.2}$$

$$H'_T = H_T - 2.5h_L = 0.4 - 2.5 \times 0.07 = 0.225 \text{ m}$$

$$e = 0.22 \left(\frac{73}{9.3}\right) \left(\frac{0.257}{12 \times 0.225}\right)^{3.2} = 0.00092$$

$$= 0.092\% \ll 10\%$$

在本塔操作条件下雾沫夹带现象不严重。

(4) 塔板压降  $\Delta p_w / \rho_L g$

由式(12-19)

$$\frac{\Delta p_w}{\rho_L g} = \frac{\Delta p_d}{\rho_L g} + \frac{\Delta p_L}{\rho_L g}$$

① 干板压降  $\Delta p_d$

$$\frac{\Delta p_d}{\rho_L g} = \xi w_0^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \text{ mm 液柱}$$

筛孔气速

$$w_0 = \frac{V}{0.785 \times d_0^2 \times N} = \frac{0.202}{0.785 \times (0.004)^2 \times 3101} = 5.18 \text{ m/s}$$

塔板开孔率  $\varphi''$

$$\varphi'' = \frac{A_0}{A_a} = \frac{3101 \times 0.785 \times (0.004)^2}{0.785 (1)^2 - 2 \times 0.135 \times 0.785 (1)^2} \times 100 = 6.8\%$$

板厚  $\delta = 3 \text{ mm}$ ,  $\frac{\delta}{d_0} = 3/4 = 0.75$ , 查图 12-26 得到  $\xi = 92 \times 10^{-3}$ , 于是

$$\frac{\Delta p_d}{\rho_L g} = 92 \times 10^{-3} \times (5.18)^2 \times \left(\frac{14.6}{535}\right) = 68 \times 10^{-3} \text{ m 液柱} = 68 \text{ mm 液柱}$$

② 通过液层的压降  $\Delta p_{\text{液}} / \rho_L g$

由式(12-27a)计算:

$$\Delta p_L / \rho_L g = \beta (h_w + h_{ow})$$

堰上液面高  $h_{ow}$ , 可由式(12-23)求得, 先由图 12-25 求液流收缩系数  $k$ , 当

$$\frac{l_w}{D} = \frac{0.79}{1.0} = 0.79$$

$$\frac{810L}{(l_w)^{2.5}} = \frac{810 \times 0.0052}{(0.79)^{2.5}} = 7.6$$

由图查出  $k = 1.035$ ，于是

$$h_{ow} = 2.84 \times 10^{-3} \times 1.035 \left( \frac{18.7}{0.79} \right)^{2/3} = 0.023 \text{ m}$$

= 23mm 液柱

充气系数  $\beta$ ，由图 12-27 查筛板上液层的充气系数  $\beta$ 。

图中  $F_a = w_a \sqrt{\rho_v}$ ， $w_a$  为以塔板有效面积  $A_a$  为基准的气速，对单溢流塔板

$$\begin{aligned} A_a &= A_T - 2A_d \\ &= 0.785D^2 - 2 \times 0.135A_T = 0.785 \times (1)^2 - 2 \times 0.135 \times 0.785 \\ &= 0.573 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$w_a = \frac{V}{A_a} = \frac{0.202}{0.573} = 0.353 \text{ m/s}$$

$$F_a = w_a \sqrt{\rho_v} = 0.353 \sqrt{14.6} = 1.34$$

由图 12-27 查出  $\beta = 0.60$

气体通过液层的压降为

$$\Delta p_L = \beta(h_w + h_{ow}) = 0.60(0.05 + 0.023) = 0.0437 \text{ m 液柱}$$

③ 塔板压降  $\Delta p_w / \rho_L g$

$$\begin{aligned} \Delta p_w / \rho_L g &= \Delta p_d / \rho_L g + \Delta p_L / \rho_L g \\ &= 0.068 + 0.0437 = 0.1117 \text{ m 液柱} = 111.7 \text{ mm 液柱} \end{aligned}$$

(5) 降液管中清液高  $H_d$

由式(12-28)计算：

$$H_d = \frac{\Delta p_w}{L} + h_w + h_{ow} + \Delta h_f + \Delta$$

其中

$$\Delta h_f = 0.153 w_s^2$$

$$w_s = \frac{L_s}{l_w h_s} = \frac{0.0052}{0.79 \times 0.04} = 0.164 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \Delta h_f &= 0.153 \times (0.164)^2 = 0.00413 \text{ m 液柱} \\ &= 4.13 \text{ mm 液柱} \end{aligned}$$

液面落差  $\Delta$  值很小，忽略不计，于是

$$\begin{aligned} H_d &= 0.1117 + 0.05 + 0.023 + 0.00413 \\ &= 0.1888 \text{ m 液柱} = 188.8 \text{ mm 液柱} \end{aligned}$$

$$\frac{H_d}{H_T + h_w} = \frac{0.1888}{0.4 + 0.05} = 0.42 < 0.6$$

不会发生淹塔。

(6) 降液管中液体停留时间  $\tau$

由式(12-32)计算：

$$\tau = \frac{H_d A_d}{L} = \frac{0.1888 \times 0.106}{0.0052} = 3.85 \text{ s} > 3 \text{ s}$$

(7) 泄漏点筛孔气速  $w_{om}$

由式(12-39)计算：

$$(F_{om} - 6.7) = (0.337d_0 + 0.306)(0.0481h_L + 1.35)$$

现  $d_0 = 4\text{mm}$ ,  $h_L = h_w + h_{ow} = 50 + 23 = 73\text{mm}$ , 代入上式得:

$$F_{om} = (0.337 \times 4.0 + 0.306)(0.0481 \times 73 + 1.35) + 6.7 = 14.7$$

$$w_{0m} = \frac{F_{om}}{\sqrt{\rho_v}} = \frac{14.7}{\sqrt{14.6}} = 3.87\text{m/s}$$

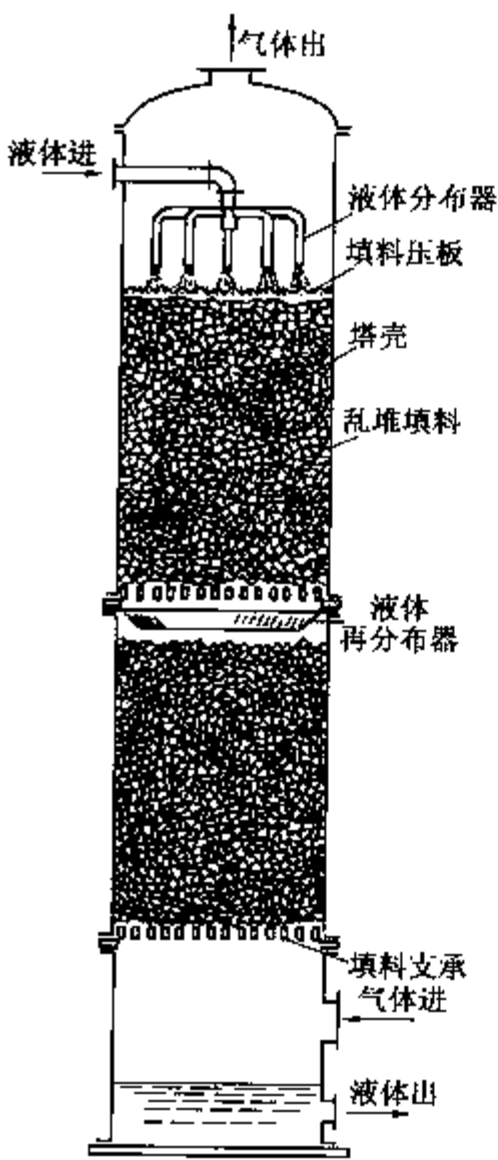
操作的筛孔气速  $w_0$  在(4)中已算出,  $w_0 = 5.18\text{m/s}$ , 因此泄漏不至于发生。以上的水力学计算结果表明, 该筛板在所给操作条件下处于适宜工作区内。

第三节 填 料 塔

填料塔具有压降低、效率高, 且可用各种材料制造等优点。在处理容易产生泡沫的物料以及用于真空操作时, 有独特的优越性。过去由于填料和液体分布器等塔内件不够完善, 填料塔一般在中小型装置和实验室中应用。近年来由于新型填料的开发以及填料塔液体分布器等附件的改进, 使得填料塔在一些较大型的气液传质塔中也得到了较广泛的应用。

一、填料塔的结构及工作状况

图 12-31 表示一典型的填料吸收塔。它是一个直立式圆筒, 塔壳内装有一定高度的填料层, 颗粒填料是乱堆或整砌在支承板上, 规整填料是整体吊装入塔的。液体由塔顶加入,



通过液体分布器均匀分散到填料层表面上。因液体在填料层中有向塔壁流动的倾向, 当传质需要填料层较高时常将填料层分成几段, 两段之间设液体再分布器。液体在填料表面分散成薄膜, 经填料间的缝隙下流, 也可成液滴状落下。填料层的润湿表面就成为气、液接触的传质表面。气体混合物从塔底通入, 通过填料支承板(也起到气体分布作用)进入填料层, 气体沿填料间的空隙向上流动, 由于不断改变方向, 造成了气流的湍动, 这是对传质过程有利的。填料塔中气、液两相呈逆流连续接触, 两相组成沿塔高也连续改变, 这与板式塔内组成作阶跃式变化是不相同的。填料的比表面积较大, 所以可以维持较高传质相界面积, 因此传质效率较高; 在填料塔中液体通过分布器分散成液滴或流股, 不像板式塔中气体通过塔板鼓泡元件被破碎成气泡或液滴, 因此压降较低。但是填料塔内液体分布器的性能对传质效果影响很大, 而且即使初始分布良好也不能保证全塔气液分布的均匀性, 而在板式塔内, 气体通过塔板时在塔板压降的阻力作用下起到了均匀分布的作用。

因此, 填料塔的内构件除了填料层以外主要还包括液体分布器、液体再分布器、填料支承板、除沫器、床层限位板和填料压板等附属结构, 有的填料塔还设有气体分布器。

图 12-31 典型的填料吸收塔

(一) 液体的分布装置

1. 液体分布器

由于填料塔的气液接触基本上在润湿的填料表面上进行，故液体在填料塔内的分布非常重要，它直接影响填料表面的有效利用率。因此要求填料层上方的液体分布器能为填料层提供良好的液体初始分布，即能提供足够的均匀分布的喷淋点，且各喷淋点的液体量相等。对喷淋点密度的要求为，每  $30 \sim 60\text{cm}^2$  塔截面上有一个喷淋点，大直径塔的喷淋密度可以小些。

液体分布器按结构形状分为管式、槽式和盘式几种，结构如图 12-32 所示。槽式液体分布器最为常见，多用于大直径的填料塔。这种分布器不易堵塞，对气体的阻力小，但安装的水平度要求高，特别是在液量较小时，否则将不能使液体均匀分布。管式液体分布器由开有按一定间距排列的小孔的管子组成，适用于大直径的填料塔，优点是安装时对整体的水平度要求不很高，对气体的阻力小。缺点是小孔易堵，只能用于清洁的液体。盘式分布器是一种分布效果较好的结构，可以处理较大流量，操作弹性大，但是结构复杂，由于气流通道的、支承圈、支承梁等要占据一定空间，会影响液体喷淋点的合理设置；此外，孔口易被颗粒堵塞、物料腐蚀，盘安装水平度等均会影响液体的均匀分布。

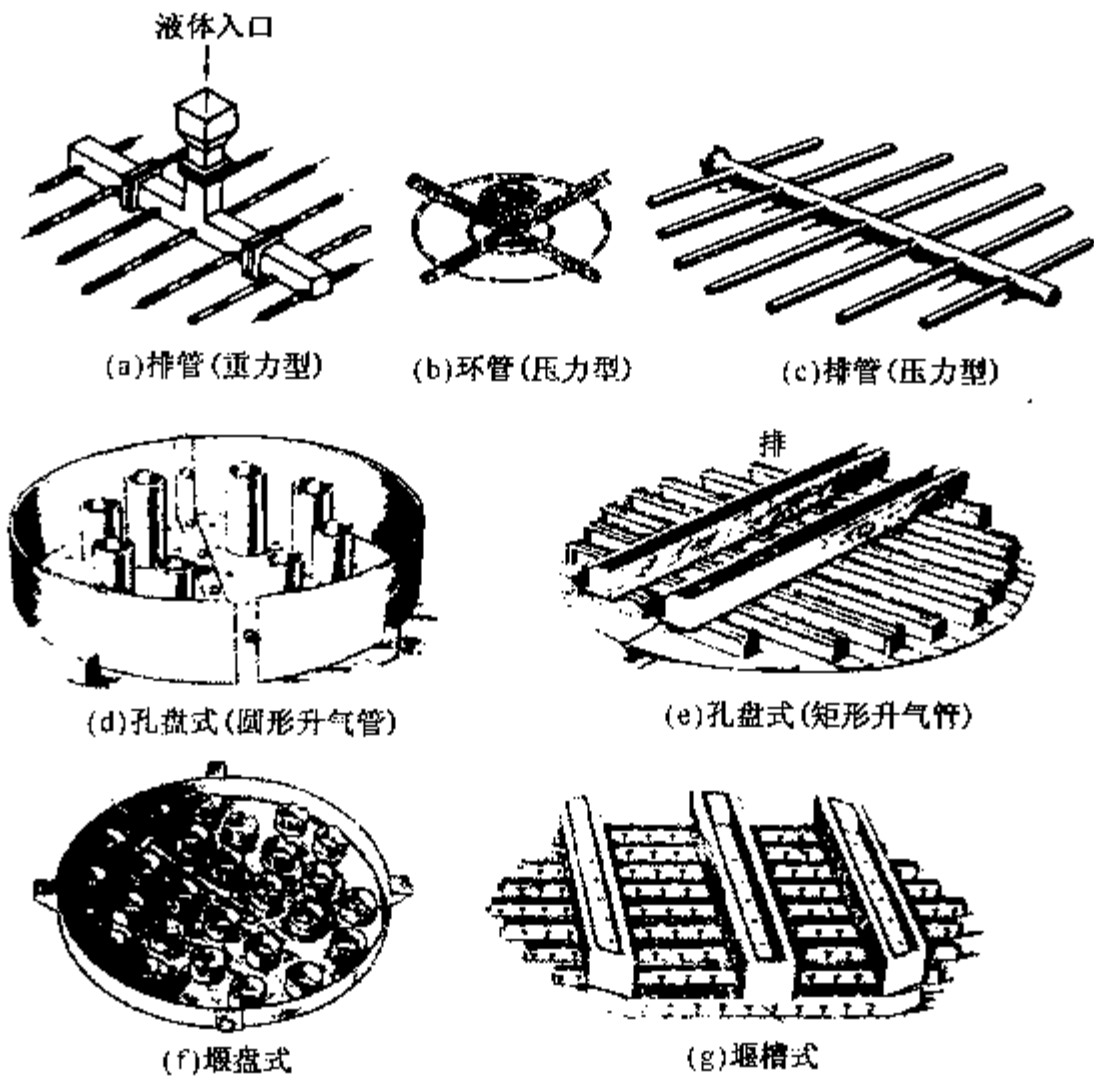


图 12-32 常用液体分布器的结构示意图

2. 液体再分布器

液体再分布器是用来改善液体在填料层内的壁流效应的。所谓壁流效应，即液体沿填料层下流时逐渐向塔壁方向汇流的现象。所以，每隔一定高度的填料层就设置一个再分布器，将沿塔壁流下的液体导向填料层内。液体再分布器与液体分布器的功能接近，只要稍加改动，可以变成不同形式的液体再分布器。常用的液体再分布器如图 12-33 所示，包括盘式、



槽式、管式和花式液体再分布器等。盘式再分布器具有结构简单、安装方便、安装占的高度小等优点，但随塔径增大效果受影响，主要用在直径不大的填料塔。槽式再分布器适用于大塔径，气流通道大，阻力小，但结构复杂，占塔的高度大。管式再分布器有最大的气流通道，安装方便，但对大液量不适用。花式再分布器的结构较简单，实际上是一个倒锥形，能将壁流倒入主体区，但不适于大塔。每段填料层的高度因填料种类而不同。拉西环填料壁流效应较为严重，每段填料层高度宜小一些，而鲍尔环和鞍形填料可取大些。

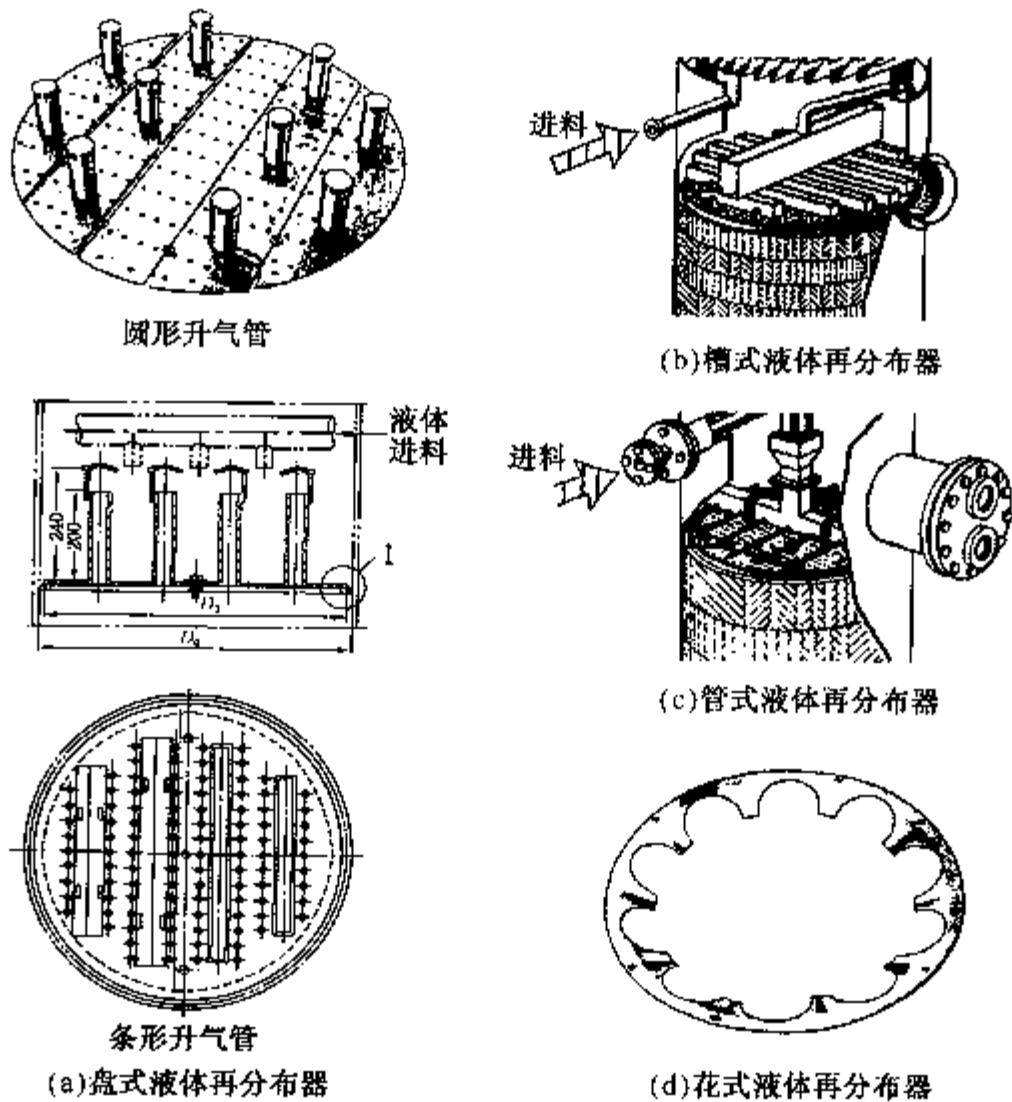


图 12-33 常用液体再分配器的结构示意图

(二) 填料支承板

填料在塔内无论是乱堆或整砌，均应放在支承板上。支承板要有足够的机械强度，足以支承上面的填料及操作中填料所含液体的重量。支承板的自由截面积不应小于填料的自由截面积，以免增大流体阻力，否则在气速增大时，支承板处将发生液泛而降低塔的最大负荷。

常用的填料支承板的结构如图 12-34 所示，主要包括气体喷射式支承板、格栅式支承板、波纹板支承板等。

(三) 填料压板和床层限位器

正常操作时，填料塔的操作气速必须维持在泛点以下，填料床是固定床，不会因为气、液流动发生松动、流化和相互撞击，填料更不会被气流带出塔外。但生产上难免出现不正常，如因处理事故而紧急停车和开车，系统超负荷运转塔内产生液泛，工艺条件突然变化引起系统压力脉动、温度波动等。塔内工况的骤变对床层带来的冲击会导致床层膨胀、流化、填料变形或碎裂，甚至填料大量随气流带出，对于规整填料，其规则排列会被破坏。经过多次冲击后床层结构将有所变化，流体力学和传质性能都会下降。因此，需要对填料床层加以

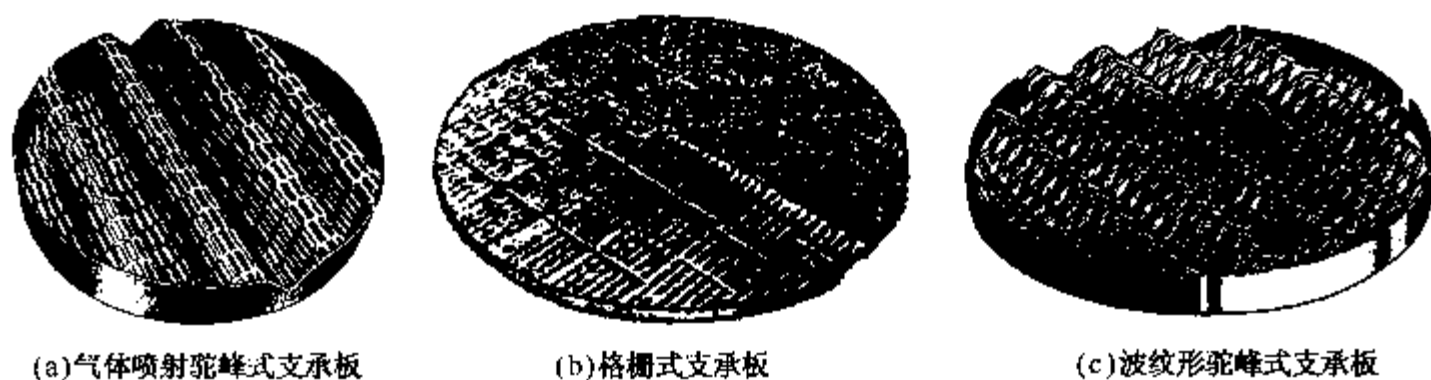


图 12-34 常用填料支承板的结构示意图

固定。

填料压板仅用于陶瓷和石墨为材质的填料床上，结构如图 12-35 所示。压板装在填料层顶端，靠自身重量压住床层，并可随之上下移动，其重量要足以将填料压住，但不致压破。

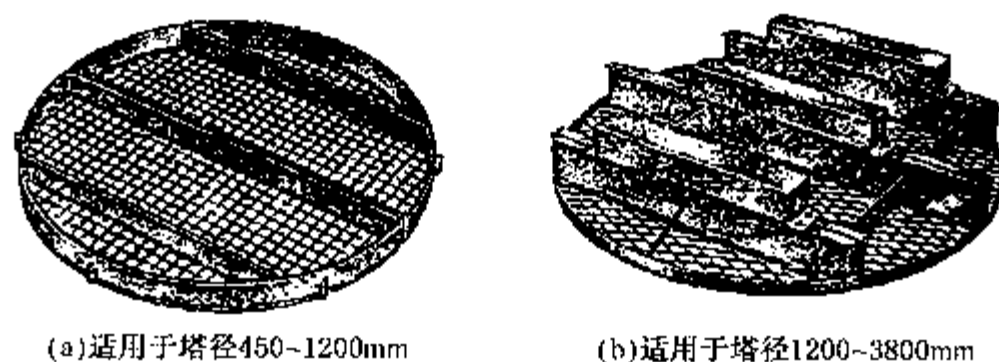


图 12-35 常用填料压板的结构示意图

填料压板不能用在金属和塑料制成的填料床上，以防填料被压坏或变形。为保持填料床的正常结构，须采用床层限位器，可以阻挡填料层向上膨胀。床层限位器不是直接压在填料层上，而是固定于塔壁支承圈或用拉杆与支承板相连接，如图 12-36 所示，也可用吊杆悬挂在液体分布器下。

#### (四) 气体出口的除沫装置

填料层顶部可安装除沫器，用以除去出口气体中的液滴。除沫器安装在液体分布器的上方。当塔内气速不大、工艺过程又无严格要求时，一般可不设除沫器。

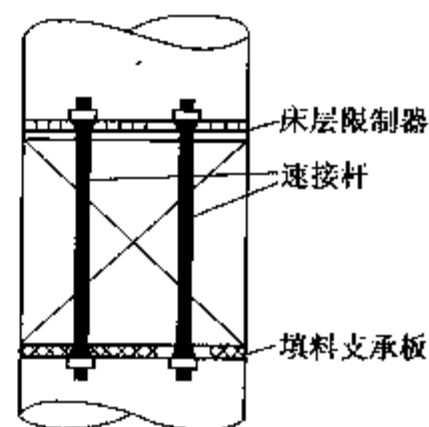


图 12-36 填料床层限位器

除沫器种类很多，常见的有折板除沫器、旋流板除沫器。折板除沫器阻力较小( $5 \sim 10\text{mmH}_2\text{O}$ )，只能除去  $50\mu\text{m}$  以上的液滴；丝网除沫器是用金属丝或塑料丝编结而成，可除去  $5\mu\text{m}$  的微小液滴，压降不大于  $25\text{mmH}_2\text{O}$ ，但造价较高；旋流板除沫器压降在  $30\text{mmH}_2\text{O}$  以下，其造价比丝网便宜，除沫效果比折板好。

## 二、填料的种类及特性

填料在塔内所起的作用是将液体分散，增加气液两相的接触面积。同时，气体通过填料间隙流动时，由于不断改变方向，气液流的湍动性是对传质过程有利的。

(一) 填料的种类

塔填料分两大类：颗粒填料与规整填料，前者按照装填方式又常称为乱堆填料。

1. 颗粒填料(乱堆填料)

颗粒填料的种类很多，图 12-37 表示几种在工业生产装置中常用的填料。填料通常用金属(碳钢、合金钢)或陶瓷制成，也有用塑料制的填料。



图 12-37 几种填料的外形

对填料的要求有：

- (1) 单位体积的表面积(比表面积)要大。
- (2) 堆积密度小(消耗材料少、塔重小)，材质强度高，不易破碎。
- (3) 液体易于均匀分布。
- (4) 填料层的空隙度大，气体流动的压降小。
- (5) 填料表面易被液体润湿。
- (6) 填料的几何形状不易使填料堆积时相互重叠而使一部分填料表面积失去作用。
- (7) 价格便宜，制造简便。

表 12-5 中列出了一些常用填料的有关参数。由表 12-5 可以看出：①填料的尺寸愈小，比表面积愈大；②随填料尺寸减小，空隙度呈减小的趋势，但单位体积中填料个数大大增加。

对尺寸较小的填料，因单位体积中的个数甚多，一般均采用乱堆的方式。为避免陶瓷填

料在装入过程中碰碎，通常先在塔中充水，然后再将填料缓缓倾入。

表 12-5 几种常用填料的特性数据

填料类别及名义 尺寸/mm	实际尺寸/ mm	比表面( $\sigma$ )/ $\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$	空隙率( $\epsilon$ )/ $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3}$	堆积密度( $\rho$ )/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	$(\sigma/\epsilon^3)/\text{m}^{-1}$	填料因子( $\phi$ )/ $\text{m}^{-1}$
陶瓷拉西环(乱堆)	高×厚					
16	16×2	305	0.73	730	784	940
25	25×2.5	190	0.78	505	400	450
40	40×4.5	126	0.75	577	305	350
50	50×4.5	93	0.81	457	177	205
陶瓷拉西环(整砌)	高×厚					
50	50×4.5	124	0.72	673	339	
80	80×9.5	102	0.57	962	564	
100	100×13	65	0.72	930	172	
钢拉西环(乱堆)	高×厚					
25	25×0.8	220	0.92	640	290	390
35	35×1	150	0.93	570	190	260
50	50×1	110	0.95	430	130	175
钢鲍尔环	高×厚					
25	25×0.6	209	0.94	480	252	160
38	38×0.8	130	0.95	379	152	92
50	50×0.9	103	0.95	355	120	66
塑料鲍尔环						
25		209	0.90	72.6	287	170
38		130	0.91	67.7	173	105
50		103	0.91	67.7	137	82
钢阶梯环	厚度					
No1	0.55	230	0.95	433		111
No2	0.7	164	0.95	400		72
No3	0.9	105	0.96	353		46
塑料阶梯环						
No1		197	0.92	64		98
No2		118	0.93	56		49
No3		79	0.95	43		26
陶瓷弧鞍						
25		252	0.69	725		360
38		146	0.75	612		213
50		106	0.72	645		148
陶瓷矩鞍	厚度					
25	3.3	258	0.755	548		320
38	5	197	0.81	483		170
50	7	120	0.79	532		130
钢环矩鞍						
25°			0.967			135

续表

填料类别及名义 尺寸/mm	实际尺寸/ mm	比表面( $\sigma$ )/ $\text{m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$	空隙率( $\varepsilon$ )/ $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3}$	堆积密度( $\rho$ )/ $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$	$(\sigma/\varepsilon^3)/\text{m}^{-1}$	填料因子( $\phi$ )/ $\text{m}^{-1}$
40°			0.973			89
50°			0.978			59

注：(1) 表中数据，除钢环矩鞍以外，摘自《化学工程手册》第 13 篇：气液传质设备，1979(化学工业出版社)，其中拉西环的  $\phi$  值改用 1973 年茂陵版同名书中之值。钢环矩鞍数据采自美国 Norton 公司产品样本。

(2) 阶梯环 No1, 2, 3, 与钢环矩鞍 25°, 40°, 50°, 各大致相当于名义尺寸 25, 38(或 40), 50mm。

(3) 各厂家产品数据不完全相同。

在大塔中，当采用直径大于 75mm 的环状填料时，为改善气、液在填料层中的分布，常采用规则的堆砌方式。此种方法虽然可以提高填料的使用效率，但费工。

瓷环(又称拉西环)是一段高度和外径相等的短管，如图 12-37(a)所示。因拉西环形状简单，制造容易，曾得到广泛应用。最常用的是 25mm×25mm 拉西环。但由于其高径比大，堆积时相邻环之间容易形成线接触，填料层的均匀性差。因此，拉西环填料层存在着严重的向塔壁偏流和沟流现象。目前在工业上应用日趋减少。

鲍尔环是在拉西环基础上发展起来的，其构造是在金属拉西环的壁上开两排长方形窗孔，被切开的环壁形成叶片，一边与壁面相连，另一端弯向环内，并在中心处与其他叶片相搭，如图 12-37(b)所示。这种构造提高了环内空间和环内表面的有效利用程度，使气体流动阻力大为降低，液体分布也有所改善。

鞍形填料是一种敞开型填料，包括弧鞍和矩鞍，其形状如图 12-37(i)、(j)所示。弧鞍形填料是两面对称结构，有时在填料层中会形成局部叠合或架空现象，且强度较差，容易破碎，影响传质效率。矩鞍形填料在塔内不会相互叠合，是处于相互勾联状态。因此有较好的稳定性，填充密度和液体分布都较均匀。空隙率也有所提高，阻力较低，不易堵塞，是实体填料中性能较好的一种。图 12-37(e)所示的是一种金属环矩鞍(又称英特洛克斯填料)，这种填料是近年来开发的一种性能优良的填料。金属环矩鞍填料侧壁极为开敞，有利于气体和液体的通过，在填料层内极少产生积液现象。由于填料层内流通孔道的增多改进了填料层内的液体分布状况，减少了壁流。又由于气体通过填料层的通道增多，流道变直，填料的阻力减小、通量增大，效率提高。

2. 规整填料

规整填料的类型很多，有的着重于气液流道的安排，使气液尽可能均匀分布，如 Stedman 填料、Spragpak 填料；有的则侧重于接触面的扩大，如 Goodloe 填料、Hyperfil 填料；有的则考虑尽量降低阻力，出现了各种平行板膜式填料塔。20 世纪 50 年代波纹填料的出现，较为满意地解决了流体分布均匀、有效传质面积大和阻力小的矛盾。

波纹填料分为丝网填料、波纹板填料两种。目前，波纹填料已在精馏、吸收、解吸等单元操作中得到了广泛的应用。

(1) 丝网填料

丝网填料是由若干平行直立放置的丝网片组成，网片的波纹方向与塔轴线成一定的倾斜角(30°或 45°)，相邻网片的倾角方向相反，在波纹网片之间构成了一个相互交叉又相互贯通的三角形截面的通道网。组装在一起的网片用带状丝网圈箍住，构成一个圆柱形的填料盘。填料盘的直径略小于塔的内径，填料装填入塔时，上下两盘填料的网片方



向互成 90°。

丝网填料是用丝网制成的，它材料细薄、结构紧凑，因而空隙率及比表面积均较大，而且丝网的细密网孔对液体有毛细管作用，表面润湿率很高。操作时，液体沿丝网表面以曲折的路径向向下流动，并均匀分布于填料表面。气体在两网片间的交叉通道网内流动，故气、液两相在流动过程中不断地、有规律地转向，从而获得较好的横向混合，这就使得在塔的水平截面上、在两网片之间的横向均匀性较好。又因上下两盘填料互转 90°，故每通过一盘填料，气液两相就作一次再分布，从而进一步促进了气液的均匀分布。由于填料层内气液分布均匀，故放大效应不明显，这是波纹填料最重要的特点。

不锈钢网孔板波纹填料(HG/T 21559.1—95)的结构尺寸及特性参数见表 12-6。

表 12-6 不锈钢网孔板波纹填料结构尺寸及特性参数

项 目	I 型	II 型	项 目	I 型	II 型
峰高/mm	4.5 ± 0.1	6.5 ± 0.1	比表面积/m <sup>2</sup> · m <sup>-3</sup>	651	454
波距/mm	8.4 ± 0.1	12.0 ± 0.1	孔隙率/%	97.6	98.6
倾角/(°)	45 ± 0.1	30 ± 1	板片厚/mm	0.1	0.1
齿形角/(°)	86 ± 0.1	85 ± 1	堆积密度/kg · m <sup>-3</sup>	165	110

注：(1) 不锈钢密度取 7850kg/m<sup>3</sup>。

(2) 齿形角顶端曲率半径小于 2mm。

瑞士 Sulzer 公司按填料的波纹尺寸及倾斜角的不同，制有 AX、BX 及 CY 三种规格，其中以 BX 型适应性最广。有关的特性数据见表 12-7。

表 12-7 各种波纹填料的特性数据

名称	填料材料	型号	材料	比表面积/ m <sup>2</sup> · m <sup>-3</sup>	当量直径/ mm	倾斜角/ (°)	孔隙率/ m <sup>3</sup> · m <sup>-3</sup>	堆积密度/ kg · m <sup>-3</sup>
丝网 填料	金属丝网	AX	不锈钢	250	1.5	30	0.95	125
		BX		500	7.5	3	0.9	250
	塑料丝网	CX	聚丙烯	700	5	45	0.85	350
		DX		450	7.5	30	0.85	120
波纹板 填料	金属薄板	250Y	碳钢、不锈钢	250	15	45	0.97 ~ 0.75	2000(板厚
	塑料薄板 陶瓷薄板	BX	或铝、聚氯乙 烯等、陶瓷	450	6	30		0.2mm) 5500

填料盘的高度对气液均匀分布有直接影响。盘高越小，气液分布越均匀，但价格也越高。因此，填料的当量直径越小，盘高也应越小。

丝网打孔后，改善了填料网片间的横向混和，因而可以增加填料盘高度，这对填料的制造与安装都较为有利。打孔后的丝网填料盘高度可取为 150 ~ 250mm(当量直径小的填料，应取低值)。没有打孔的网波填料，横向混和性能较差，建议盘高不超过 150mm。应当指出，在波纹网片间加平网会使相互交叉、相互贯通的通道网隔断，不利于气液横向混和，且使靠近塔壁的一些通道被堵塞，形成死区，降低了流通截面。

对于直径 50 ~ 1500mm 的塔(直径小于 50mm 的塔，不用波纹填料)，可用整体的丝网填料盘。在其周围用 2 ~ 3 条丝网带焊成的圆圈箍紧，箍圈宽约 50mm。箍圈的上缘向外翻边成花瓣状，其宽度约 5mm，翻边是为了堵塞填料盘与塔壁的间隙，同时还可将沿壁面流下

的液体引回到网片，也是一项减少壁流的措施。此外底部的箍圈下缘向内弯向填料盘底面，折边宽度约为直径的1%~2%，这样的结构既便于填料盘的装填，又可减少近壁处的液流。但即便如此，装填直径大于1m的整体填料盘时，仍须借助于锥形导向筒。

(2) 波纹板填料

由于丝网填料价格较高，又易堵塞，因此发展了波纹板填料(国外称 Mellapak 或 Flexipac)。它的价格较低、刚度较大，且可以用金属、陶瓷及塑料等多种材料制成。

金属及塑料波纹板填料的结构与丝网填料相同，只是用金属波纹板或塑料波纹板代替波纹丝网。国产的不锈钢制波纹板填料，其规格及特性数据列于表12-8。国外的金属和塑料制波纹板填料，其型号和特性数据列于表12-9。其中，应用最为广泛的是250Y型。

表 12-8 国产不锈钢制波纹板填料的特性数据

型号	波高/mm	波距/mm	边长/mm	倾斜角/(°)	齿形角/(°)	比表面积/ m <sup>2</sup> ·m <sup>-3</sup>	堆积密度/ kg·m <sup>-3</sup>	盘高/mm	盘径/mm
4.3型	4.3	8.5	5.8	45	83	615	342	30~40	97~197
4.5型	4.5	8.5	6.0	45	81			30~40	97~197
4.5型	4.5	10.2	6.8	45	87	570	226	40~60	197~497
6.3型	6.3	10.2	8.1	30	74			40~60	197~497

表 12-9 国外波纹板填料的型号和特性数据

型 号		比表面积/m <sup>2</sup> ·m <sup>-3</sup>	板厚/mm	波高/mm	孔隙率/m <sup>3</sup> ·m <sup>-3</sup>
Flexipac	Mellapak				
1	500Y	558	0.25	6	0.91
2	250Y	246	0.5	12	0.93
3	125Y	135	1.0	25	0.96
4		69			0.98

250Y型填料，虽然在波纹板片上开有小孔及沟槽，从而改善了液体的分布，但其分布性能比丝网填料还是差一些。该填料在标准负荷(F≤3.5)下，每米理论板数约为2.5块，每块理论板的压降约为100Pa，持液量为0.04~0.05m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>。一般情况下，建议采用250Y型或125Y型波纹板填料。500Y型波纹板填料的性能较差，所以最好不用。

瓷制波纹板填料的结构尺寸与BX型丝网填料相近。由于瓷板较厚，故空隙率较小，因而压降也较大，优点是具有较好的耐腐蚀性能。

当塔径小于450mm时，瓷制波纹板填料可做成整体盘状，而塔径大于450mm时，则需分块装入塔中。瓷制波纹板填料盘与塔壁的间隙，一定要用玻璃布、石棉或聚四氟乙烯带填塞，以防止壁流。

(二) 填料的特性指标

对填料塔操作影响较大的填料特性有：

(1) 比表面积 单位体积填料层所具有的表面积称为填料的比表面积，以σ表示，单位为m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>。填料应具有较大的比表面积，以增大塔内传质面积。

(2) 空隙率(度) 单位体积填料层所具有的空隙体积，称为填料的空隙率，以ε表示，单位为m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>。填料层应有尽可能大的空隙率，以提高气、液通过能力和减小气流阻力。

(3) 填料因子 由上面两个填料特性组合而成的σ/ε<sup>3</sup>(单位为1/m)形式，称为干填料因子，它是表示填料阻力及液泛条件的重要参数之一。填料经液体喷淋后表面被液膜层所覆



盖，其 $\sigma$ 与 $\varepsilon$ 均有所改变，故把有液体喷淋条件下实测的 $\sigma/\varepsilon^3$ 称为湿填料因子，或称为填料因子，以 $\phi$ 表示之，单位为 $1/m$ ，它更确切地表示填料被淋湿后的流体力学特性。

(4) 单位堆积体积内的填料数目 对于同一种填料，单位堆积体积内所含填料的个数是由填料尺寸及堆积方式所决定的。减小填料尺寸，填料数目可以增加，填料层的比表面积也增大，而空隙率减少，气流阻力相应增加，若填料尺寸过小，还会使填料的造价提高。反之，若填料尺寸过大，在靠近塔壁处，填料层空隙很大，气体易走短路。为控制这种气流分布不均的现象，填料尺寸应适宜。

### 三、填料塔的水力学特性

#### (一) 填料塔的压降

在一填料塔中，液体由顶部喷洒，依靠重力沿填料表面下流，气体则由下向上通过填料间隙流动。为克服流动的阻力，塔底的压力必较塔顶为高。塔底和塔顶间的压差 $\Delta p$ 即填料塔的压降，代表气体通过填料塔流动的阻力。

图 12-38 表示填料塔压降 $\Delta p$ 随气体空塔速度 $u$ 和流体喷淋量 $L$ 变化的特性(注意该图是对数标绘)。由该图可以看出：

(1) 当液体的喷淋量 $L=0$ ，即气体通过干填料层流动时 $\lg \Delta p$ 和 $\lg u$ 关系是一条斜率为 $1.9 \sim 2.0$ 的直线(图中A线)，即表明 $\Delta p \propto u^{1.9 \sim 2.0}$ 。

(2) 当有液体喷淋(图中B、C线)时，压降 $\Delta p$ 要比干填料层大。在同样气速下，喷淋量愈大，压降愈高。

(3) 当液体的喷淋量 $L$ 固定时，压降随气速的变化可分为三个阶段。当气速较低时， $\Delta p$ 仍与 $u^{1.9 \sim 2.0}$ 成正比；但当气速超过L点的气速后， $\Delta p$ 随 $u$ 变化加剧，直线斜率增加至约2.5，该点称为载液点；当气速继续增大至F点时，则达到另一转折点，此时压降骤升，填料层空隙中被液体充满，塔的正常操作被破坏，这种现象称为淹塔或液泛。F点通常称为泛点，F点的气速则称为泛点气速。液体喷淋量愈大，则泛点气速愈低。

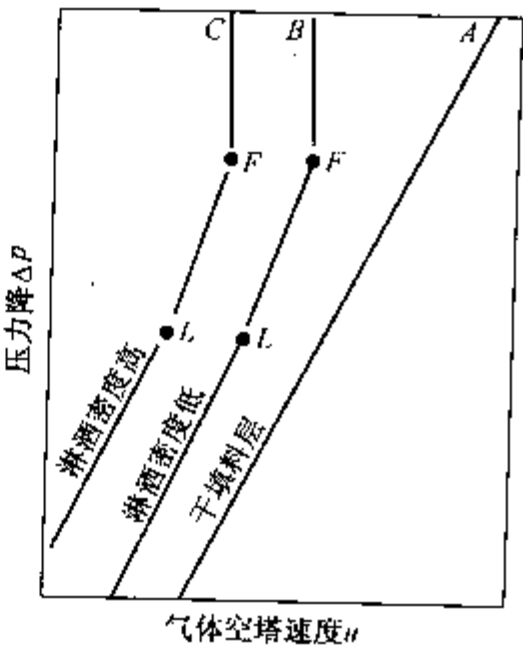


图 12-38 填料层压力降的变化 (对数坐标)

#### (二) 填料塔液泛

填料塔的上述水力特性可以通过一透明塔设备中直接观察到的现象来说明。当气速较低时，气体流速对填料层中所存留的流体量——载液量几乎无影响，因此 $\Delta p$ 和干填料层一样，仍随 $u^{1.9 \sim 2.0}$ 上升。但是当气速超过L点气速时，摩擦阻力将对填料间的载液量产生影响，载液量随气速的提高而增加。载液量的增加导致气体流动截面积的减小，因而使 $\Delta p$ 增加得更快(斜率增大)。当气速达到F点的泛点气速时，由于摩擦阻力已足以阻止液体下流，液体逐渐积存，充满填料间隙，因此即使气速增加不大，压降 $\Delta p$ 也会不断上升，而使液体由塔顶部泛出——液泛。

### 四、填料塔设计

#### (一) 填料塔塔径

填料塔的塔径 $D$ 可按式计算

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}} \tag{12 - 40}$$

式中  $V$ ——气体在塔操作条件下的体积流量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  
 $u$ ——设计气速,  $\text{m}/\text{s}$ 。

气体的体积流量可根据精馏或吸收的工艺计算数据定出。通常沿塔高度是变化的, 设计时, 一般按最大值计算。

设计气速  $u$  应取得比泛点气速( $u_{\text{max}}$ )低, 一般取

$$u = (0.5 \sim 0.8) u_{\text{max}} \tag{12 - 41}$$

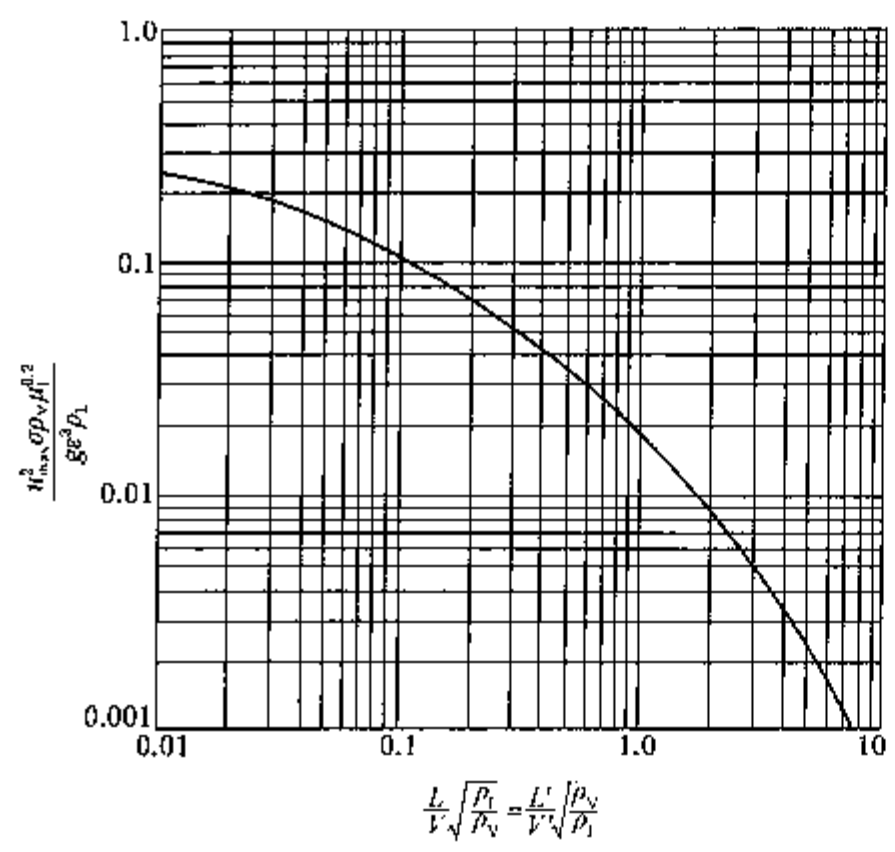


图 12 - 39 泛点气速计算图

图中横坐标是采用液相和气相动能之比:

$$\frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}} = \frac{L'}{V'} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

纵坐标为

$$\frac{u_{\text{max}}^2 \sigma \rho_v \mu_L^{0.2}}{g \epsilon^3 \rho_L}$$

式中  $u_{\text{max}}$ ——泛点气速(按空截面计算),  $\text{m}/\text{s}$ ;  
 $\sigma$ ——填料的比表面积,  $\text{m}^2/\text{m}^3$ ;  
 $\epsilon$ ——填料层的空隙度,  $\text{m}^3/\text{m}^3$ ;  
 $\rho_v, \rho_L$ ——气相和液相的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\mu_L$ ——液相的黏度,  $\text{mPa} \cdot \text{s}$ ;  
 $V, L$ ——气相和液相的体积流率,  $\text{m}^3/\text{h}$  或  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  
 $V', L'$ ——气相和液相的质量流率,  $\text{kg}/\text{h}$  或  $\text{kg}/\text{s}$ ;  
 $g$ ——重力加速度,  $\text{m}/\text{s}^2$ 。

应用图 12 - 39 时, 先求出两相动能参数  $\frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}}$ , 然后由纵坐标读出相应的值。根据填

泛点气速是填料塔空塔气速的上限。适宜空塔气速与泛点气速之比称为泛点率。泛点率的选择, 须视具体情况而定。如对易起泡沫的物系, 泛点率应取低些; 对加压操作的塔应选取较高的泛点率。一般填料塔的操作气速大致在  $0.2 \sim 1.0 \text{m}/\text{s}$  之间。

在确定填料塔塔径时, 一个主要问题就是要定出塔的泛点气速  $u_{\text{max}}$ 。影响泛点气速的因素很多, 其中包括填料的形状、尺寸、气液相的物理性质和液气流量比等。研究者对填料塔的液泛现象曾进行过大量的实验研究, 所得到的并联式和图相当多。图 12 - 39 所表示的是应用较多也较为成熟的关联曲线。

料的有关参数和气液相的物性数据,可求出对所给填料的泛点气速  $u_{\max}$ 。

填料塔设计中另一常用的图是参照埃克特的通用图而重新绘制的填料层压降和填料塔泛点的通用关联图,在我国现用的化工原理教材中都有介绍。

填料塔的传质效率高低与液体的分布及填料的润湿情况密切相关。为使填料能获得良好的润湿,应保证塔内液体的喷淋密度不低于某一下限数值。所以,在算出塔径后,还要验算塔内液体的喷淋密度是否大于最小喷淋密度。若喷淋密度过小,可采用增大回流比或采用液体再循环等方法加大液体流量,或在许可范围内减小塔径,或适当增加填料层高度予以补偿,必要时须考虑采用其他塔型。

填料塔的最小喷淋密度与填料的比表面积有关,其关系为:

$$u_{\min} = (L_w)_{\min} \sigma \quad (12-42)$$

式中  $\sigma$ ——填料的比表面积,  $\text{m}^2/\text{m}^3$ ;

$u_{\min}$ ——最小喷淋密度,  $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ;

$(L_w)_{\min}$ ——最小润湿速率,  $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

所谓润湿速率,即指在塔的横截面上,单位长度的填料周边上液体的体积流量。填料层的周边长度的倒数在数值上等于单位体积填料层的表面积,即干填料的比表面积。

对于直径不超过 75mm 的拉西环及其他填料,可取最小润湿速率  $(L_w)_{\min}$  为  $0.08\text{m}^3/(\text{m} \cdot \text{h})$ ;对于直径大于 75mm 的环形填料,应取为  $0.12\text{m}^3/(\text{m} \cdot \text{h})$ 。由式(12-42)可看出,填料的比表面积愈大,所需最小喷淋密度的数值也愈大。此外,为保证填料润湿均匀,还应注意使塔径与填料尺寸之比值在 8 以上。

【例 12-3】某乙烯精馏塔的操作条件是:压力 2.13MPa,温度  $-28^\circ\text{C}$ ,气体负荷  $156\text{kmol/h}$ ,液体负荷  $129\text{kmol/h}$ 。采用  $25\text{mm} \times 2.5\text{mm}$  瓷环填料,试定填料塔的直径。气、液相的物性均可按操作条件下的纯乙烯计算。

解:填料塔的直径  $D$  按式(12-40)计算:

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi u}}$$

本塔在加压情况下操作,气体的体积流量  $V$  按实际气体状态方程计算。

$$V = \frac{nZRT}{p}$$

压缩因子  $Z$ :

$$p_c = 5.11\text{MPa}, p_R = \frac{2.13}{5.11} = 0.417$$

$$T_c = 9.9^\circ\text{C} = 282.9\text{K}, T_R = \frac{245}{282.9} = 0.872$$

查图册,  $Z = 0.73$

于是

$$V = \frac{156 \times 0.73 \times 8.314 \times 245}{2.13 \times 10^3} = 109\text{m}^3/\text{h} = 0.0304\text{m}^3/\text{s}$$

$$\rho_v = \frac{pM}{ZRT} = \frac{2.13 \times 10^3 \times 28}{0.73 \times 8.314 \times 245} = 40.1\text{kg}/\text{m}^3$$

$$\rho_l = 423\text{kg}/\text{m}^3 \text{ (由图册查出)}$$

$$\frac{L'}{V'} = \frac{129 \times 28}{156 \times 28} = 0.826$$

$$\frac{L'}{V'} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} = 0.826 \sqrt{\frac{40.1}{432}} = 0.252$$

由图 12-39 读出纵坐标:

$$\frac{u_{\max}^2 \sigma \rho_v \mu_L^{0.2}}{g \varepsilon^3 \rho_L} = 0.06$$

由表 12-5 查出  $25 \times 2.5$  瓷环填料:

$$\sigma = 190 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\varepsilon = 0.78 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

由图册  $\mu_L = 0.075 \text{ mPa} \cdot \text{s}$

$$\text{于是 } u_{\max} = \sqrt{\frac{0.06 \times 9.81 \times 0.78^3 \times 432}{190 \times 40.1 \times (0.075)^{0.2}}} = 0.163 \text{ m/s}$$

设计气速  $u$  取 0.5 倍液泛气速, 即

$$u = 0.5 u_{\max} = 0.5 \times 0.163 = 0.0815 \text{ m/s}$$

代入式(12-41), 得

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0.0304}{\pi \times 0.0815}} = 0.69 \text{ m 取为 } 0.7 \text{ m}$$

## (二) 填料层高度

填料塔中填料层的高度  $H_p$ , 取决于对分离精度的要求、系统相平衡的特性以及气液相间的传质速率(包括填料几何形状和尺寸的影响)。确定填料层高度的方法分为静力学法和动力学法, 本节只介绍前者。

先根据分离要求和系统相平衡数据求出分离所需的理论板数  $N_T$ , 然后再乘以由实验测定的表示所选填料分离能力大小的等板高度, 即  $h_e$  或 HETP 数据。

$$H_p = N_T \cdot h_e \quad (12-43)$$

等板高度  $h_e$  代表分离能力和一块理论板相当的填料层高度。有时也用其倒数  $n_e$ , 即单位填料层高度所相当的理论板数来表示填料分离能力的大小。

$$H_p = \frac{N_T}{n_e} \quad (12-44)$$

$$n_e = \frac{1}{h_e} \quad (12-45)$$

影响  $h_e$  或  $n_e$  的因素很多, 其中包括介质的物性、填料的几何形状和尺寸、气体的流速和液体的喷淋密度等。图 12-40 表示典型的  $h_e$  与填料精馏塔中气速  $u$  的关系。实验数据表明, 当气速  $u$  提高时,  $h_e$  随  $u$  增大, 但当气速达到载液点附近时; 由于填料层中载液量增多, 传质作用加强,  $h_e$  随气速的提高反而降低。待气速增至泛点附近时,  $h_e$  降至最低值, 这就说明在泛点附近传质效果最好。当气速超过泛点气速时,  $h_e$  却急剧增大, 塔的正常操作已被破坏。图 12-41 表示对三种不同物系的  $h_e$  与  $u$  的关系。图中数据表明, 尽管气速和填料种类、尺寸相同, 不同物系的等板高度  $h_e$  并不相同。

图 12-42、图 12-43 表示了另一些因素对  $n_e$  的影响。

由上面所示的关系图可以看出, 影响等板高度  $h_e$  或单位高度填料所相当的理论板数  $n_e$  的因素很多, 因此在选用  $h_e$  或  $n_e$  的经验数据时, 必须注意条件是否接近。

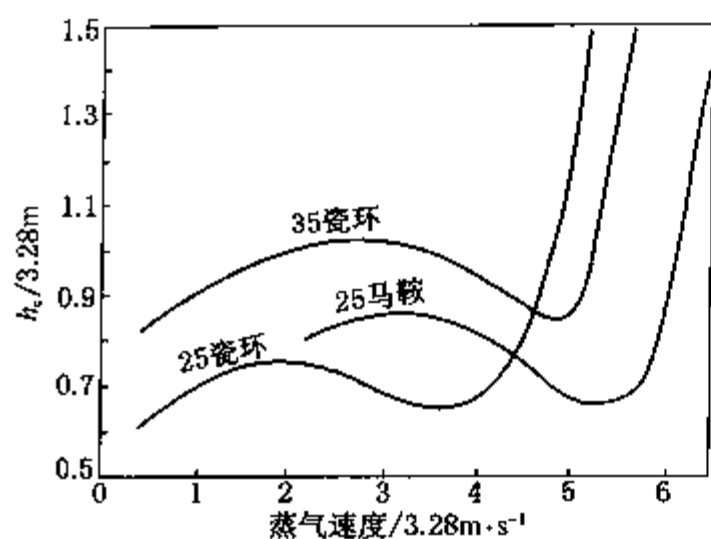


图 12-40 乙醇-水精馏  $h_e$  与气速  $u$  的关系  
(塔径 0.4m, 填料层高 1m, 全回流)

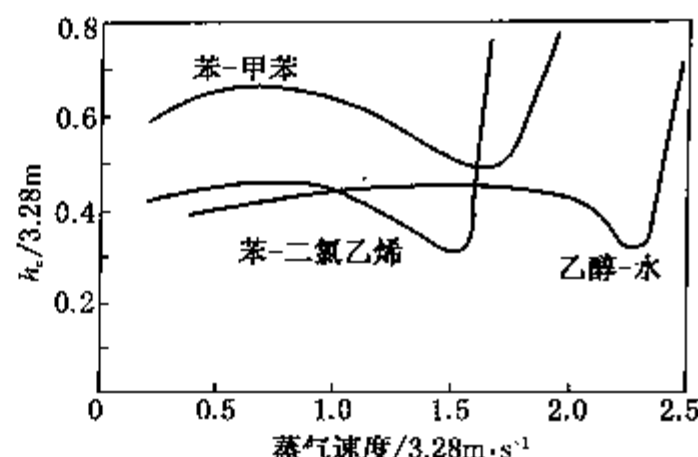


图 12-41 不同物系对  $h_e$  的影响  
(全回流, 8mm × 8mm 瓷环)

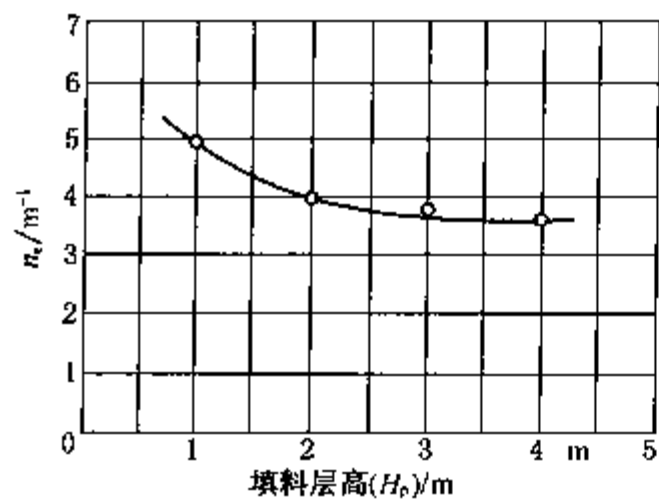


图 12-42 填料层高度  $H_p$  对  $n_e$  的影响  
(乙醇-水, 全回流, 25mm × 25mm 瓷环)

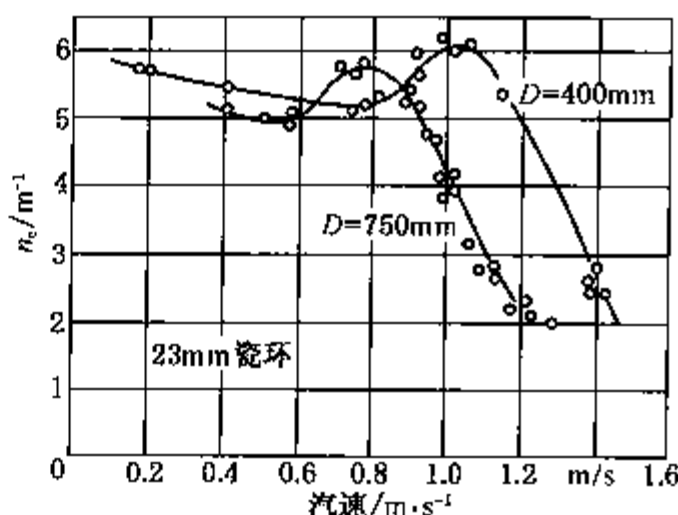


图 12-43 塔径  $D$  对  $n_e$  的影响

在没有可靠的等板高度经验数据时, 如气速在载点附近, 可采用以下较简单的经验公式估算  $h_e$  值:

$$h_e = 28d_p \left( \frac{mV}{L} \right) \quad (12-46)$$

- 式中  $d_p$ ——填料的直径, mm;  
 $V, L$ ——气、液相的摩尔流率, kmol/h;  
 $m$ ——相平衡曲线的平均斜率;  
 $h_e$ ——等板高度, mm。

关联经验公式(12-46)时, 实验所用的填料层高度  $H_p$  为 2.45m, 若用在其他  $H_p$  值可按  $h_e \sim H_p^{1/3}$  的关系加以校正。该式应用于瓷环填料较为可靠。

不锈钢网孔板波纹填料的盘高与塔径的关系见表 12-10。盘高  $H$  系列为: 40mm、50mm、60mm、70mm、80mm、90mm、100mm、110mm、120mm。

表 12-10 填料塔高与塔径的关系

塔径(DN)/mm	100 ~ 400	500 ~ 1000	> 1000
塔高(H)/mm	40 ~ 100	100 ~ 150	150 ~ 200

丝网填料的操作性能如下：

(1) 操作气速

为方便设计来表达不同系统的气体负荷。常用气相动能因子

$$F = w_G \sqrt{\rho_G g}$$

式中  $F$ ——气体动能因数， $\text{Pa}^{0.5}$ ；

$w_G$ ——空塔气速， $\text{m/s}$ ；

$\rho_G$ ——气体密度， $\text{kg/m}^3$ 。

表 12-11 提供了在标准气体负荷(75%)下的气体动能因数近似值。

表 12-11 丝网填料在标准气体负荷下的气体动能因数

填料类型	压力范围/Pa	
	133.3 ~ 10132.5	10132.5 ~ 101325
AX	3.5 ~ 3	3 ~ 2.5
BX	2.4	2.4 ~ 2
CY	2.4 ~ 1.8	1.8 ~ 1.3

(2) 每米理论板数及压降 BX 型填料常用于 10132.5Pa 以下的真空操作，在此压力范围内、在标准气体负荷( $F=2.4$ )下，每米填料层高度的理论板数  $n_t$  约为 5~6 块。当  $F=1.6\sim2.5$  时(即液泛气速的 50%~80%)，填料的分离能力( $=Fn_t$ )差不多为一常数。然而由于气体负荷的降低，将导致回流液的减少，当回流液低于  $0.2\text{m}^3/(\text{m}^3\cdot\text{h})$  时，就很难均匀分布了。

BX 型填料的压降，随着气体负荷的增大而升高。在  $F=2.4$  时，每块理论板压降为 26.66~40Pa。当液体负荷小于  $8\text{m}^3/(\text{m}^3\cdot\text{H})$  时，它对压降的影响就很小了。

AX 型填料的比表面积是 BX 型填料的一半，而当量直径反而大一倍。实验测得，每米的理论板数为 BX 型的一半，每块理论板的压降则与 EX 型差不多。

CY 型填料在标准气体负荷下每米理论板数约等于 10。压降比 BX 型多一倍以上。

(3) 持液量 丝网填料上的液膜较薄(平均厚度 0.08mm)，填料层内无死区，故持液量较小。CY 型填料的持液量约为填料体积的 6%，BX 型填料为 4.2%。

(三) 填料层的压降

填料层的压降  $\Delta p$  是填料塔设计中的一项重要指标，文献中计算填料层压降的公式很多，一般均表示成速度头的倍数，现介绍其中一个常用的关系式：

$$\Delta p = a (10)^{\beta L'} \left( \frac{V'^2}{\rho_v} \right) \tag{12-47}$$

式中  $\Delta p$ ——填料层的压降，mm 水柱/m 填料；

$V'$ ——气体的质量速度， $\text{kg/m}^2\cdot\text{s}$ ；

$L'$ ——液体的质量速度， $\text{kg/m}^2\cdot\text{s}$ ；

$\rho_v$ ——气体的密度， $\text{kg/m}^3$ ；

$\alpha, \beta$ ——常数，其数值见表 12-12。

式(12-47)是根据水-气系统的数据整理的，对其他液-气系统仍可采用该式，但液体质量速度  $L'$  一项应采用下式计算：

$$L' = (\text{液体的质量速度}) \left( \frac{\rho_{\text{水}}}{\rho_{\text{液}}} \right) \tag{12-48}$$

单位高度填料层的压降随填料尺寸的减小、液体喷淋密度的增大和风速的增加而增大。

表 12-12 式(12-47)中常数  $\alpha$  和  $\beta$  的数值

填料种类	材 质	常 数	填料尺寸/mm				
			12.5	15	25	38	50
瓷环(拉西环)	陶瓷	$\alpha$	110	73.5	29.7	17.4	12.9
		$\beta$	0.115	0.08	0.045	0.043	0.035
金属拉西环 (壁厚 1.6mm)	金属	$\alpha$	89	56	29.7	16.2	12.9
		$\beta$	0.0595	0.08	0.039	0.041	0.0286
马鞍形	陶瓷	$\alpha$	65	—	30.0	11.8	9.0
		$\beta$	0.096	—	0.037	0.0327	0.0245
长条马鞍	陶瓷	$\alpha$	58.5	—	29.1	7.3	7.9
		$\beta$	0.076	—	0.0327	0.0307	0.0204
鲍尔环	金属	$\alpha$	—	24	8.4	4.5	3.36
		$\beta$	—	0.0347	0.0306	0.0327	0.0245

【例 12-4】 填料层压降计算：

根据例 12-2 中的数据，比较几种填料的压降，可知：

- 气体负荷
- 156kmol/h(按乙烯计算)
- 液体负荷
- 129kmol/h(按乙烯计算)
- 气体密度
- 40.2kg/m<sup>3</sup>
- 液体密度
- 432kg/m<sup>3</sup>
- 塔径
- 0.7m
- 填料：
- (1) 25×25×3 瓷环(拉西环)
- (2) 25×25×1.6 金属环(拉西环)
- (3) 25×25×1 鲍尔环(金属)

解：由式(12-47)

$$\Delta p = \alpha (10)^{\beta L'} \left( \frac{V'^2}{\rho_V} \right)$$

现

$$L' = \frac{129 \times 28}{3600 \times 0.785 \times (0.7)^2} = 2.61 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

按式(12-48)校正

$$L' = 2.61 \left( \frac{1000}{432} \right) = 6.04 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

$$V' = \frac{156 \times 28}{3600 \times 0.785 \times (0.7)^2} = 3.15 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

(1) 对 25×25×3 瓷环，由表 12-12 得  $\alpha=29.7$ ， $\beta=0.045$

$$\Delta p = 29.7 \times (10)^{0.045 \times 6.04} \left( \frac{3.15^2}{40.2} \right) = 13.66 \text{mmH}_2\text{O}/\text{m 填料}$$

(2) 对 25×25×1.6 金属环，由表 12-12 得  $\alpha=29.7$ ， $\beta=0.039$

$$\Delta p = 29.7 \times (10)^{0.039 \times 6.04} \left( \frac{3.15^2}{40.2} \right) = 12.62 \text{mmH}_2\text{O}/\text{m 填料}$$

(3) 对 25×25×1 鲍尔环，由表 12-12 得  $\alpha=8.4$ ， $\beta=0.0306$



$$\Delta p = 8.4 \times (10)^{0.0306 \times 6.04} \left( \frac{3.15^2}{40.2} \right) = 3.17 \text{ mmH}_2\text{O/m 填料}$$

以上结果表明，鲍尔环的压降较瓷环(或金属环)小很多。

## 五、板式塔与填料塔的比较

板式塔与填料塔目前只能进行相对比较。

(1)塔径较大时宜采用板式塔。板式塔以单位塔板面积计算的造价随塔径的增大而减小，而填料塔的造价是与其体积成正比的。板式塔直径增大后，其效率可提高，而填料塔随塔径的增大，其液体分布较难达到均匀，效率会降低。大直径塔板的检修比起填料清理要容易。

(2)当所需理论板数比较多或传质单元数比较多时需要增加塔高，用板式塔比较好，若此时选用填料塔则要分成多段，每段之间都需要液体再分布。

(3)若需将热量从塔内移出时，宜用板式塔，可在塔板上安设冷却管。

(4)板式塔适用于较小的液体流量，填料塔则要求一定的淋洒密度，要使填料足够润湿。

(5)板式塔适用于处理有悬浮物的液体原料，而填料塔易被悬浮物堵塞。

(6)板式塔便于侧线出料。

(7)填料塔适于处理有腐蚀、易发泡的物料。

(8)填料塔压降比较小，减压操作系统用填料塔更易满足控制塔内较小压降的要求。

(9)填料塔内滞留的液体量比较小，物料在塔内停留时间短，这对于间歇蒸馏及热敏性物料的蒸馏有利。

### 符 号 说 明

#### 英文字母

$A_T$ ——塔截面积， $\text{m}^2$ ；

$A_s$ ——塔板有效面积， $\text{m}^2$ ；

$A_B$ ——塔板的鼓泡面积， $\text{m}^2$ ；

$A_d$ ——降液管截面积， $\text{m}^2$ ；

$a_w$ ——填料层润湿面积， $\text{m}^2/\text{m}^3$ ；

$C$ ——气体能力因子；

$C_0$ ——液体表面张力为  $20 \times 10^{-5} \text{ N/cm}$  时的气体能力因子；

$d_0$ ——筛孔直径， $\text{mm}$  或  $\text{m}$ ；

$d_p$ ——液滴直径， $\text{mm}$  或  $\text{m}$ ；

$D$ ——塔径， $\text{m}$ ；

$e$ ——雾沫夹带量， $\text{kg 雾沫/kg 气}$ ；

$E$ ——夹带的液体量， $\text{kg 雾沫/h}$ ；

$F$ ——气体动能因子， $\text{kg}^{1/2}/\text{s} \cdot \text{m}^{1/2}$ ；

$F_o$ ——阀孔或筛孔动能因子， $\text{kg}^{1/2}/\text{s} \cdot \text{m}^{1/2}$ ；

$F_{om}$ ——泄漏点的阀孔或筛孔动能因子， $\text{kg}^{1/2}/\text{s} \cdot \text{m}^{1/2}$ ；

$g$ ——重力加速度， $\text{m/s}^2$ ；

$H_T$ ——板间距， $\text{m}$ ；

$H_d$ ——降液管内液面高， $\text{m}$ ；

$H_{\text{顶}}$ ——由顶层塔板至塔顶距离， $\text{m}$ ；

$H_{\text{底}}$ ——内底层塔板至塔底距离， $\text{m}$ ；

$H_{\text{进}}$ ——进料处的板间距， $\text{m}$ ；

$H'_T$ ——有效板间距， $\text{m}$ ；

$h_L$ ——板上清液高度， $\text{m}$ ；

$h_{ow}$ ——出口堰上液面高， $\text{m}$ ；

$h_a$ ——齿形堰上齿深， $\text{m}$ ；

$h_s$ ——降液管下缘至下层塔板的距离， $\text{m}$ ；

$h_w$ ——出口堰高， $\text{m}$ ；

$h'_w$ ——进口堰高， $\text{m}$ ；

$L$ ——液相体积流率， $\text{m}^3/\text{s}$  或  $\text{m}^3/\text{h}$ ；

$V$ ——气相体积流率， $\text{m}^3/\text{s}$  或  $\text{m}^3/\text{h}$ ；

$\bar{L}, L'$ ——液相质量流率， $\text{kg/s}$  或  $\text{kg/h}$ ；

$\bar{V}, V'$ ——气相质量流率, kg/s 或 kg/h;  
 $L_v$ ——液体淋洒密度,  $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ ;  
 $N$ ——全塔实际板数;  
 $l_w$ ——弓形降液管堰长, m;  
 $b$ ——弓形降液管弦宽, m;  
 $u_0$ ——沉降速度, m/s;  
 $w, u$ ——按空塔截面计算的设计气速, m/s;  
 $w_{\max}, u_{\max}$ ——按空塔截面计算的最大允许气速, m/s;  
 $w_0$ ——阀孔或筛孔气速, m/s;  
 $S$ ——筛板上筛孔孔心距, mm;  
 $w_s$ ——液体通过降液管下口的流速, m/s;  
 $w_{\text{om}}$ ——泄漏点的阀孔或筛孔气速, m/s;  
 $w_d$ ——降液管中液体流速, m/s;  
 $h_f$ ——塔板上泡沫层高度, m;  
 $Z$ ——进出口堰间的距离, m。

#### 希腊字母

$\beta$ ——充气系数;  
 $\phi$ ——与系统起泡性有关的系数或

填料因子,  $1/\text{m}$ ;  
 $\sigma$ ——比表面, 单位体积填料的表面积,  $\text{m}^2/\text{m}^3$ ;  
 $\sigma$ ——表面张力, N/m;  
 $\psi$ ——雾沫夹带分率;  
 $\varepsilon$ ——空隙率, 单位体积填料的空隙体积;  
 $\xi$ ——液滴沉降阻力系数;  
 $\beta$ ——表面张力校正系数;  
 $\Psi$ ——以全塔总截面为基准的阀孔或筛孔开孔率;  
 $\Psi'$ ——以塔板上的鼓泡面积为基准的筛孔开孔率;  
 $\Psi''$ ——以塔板有效面积为基准的筛孔开孔率;  
 $\rho_L$ ——液体的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\rho_v$ ——气体的密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  
 $\Delta h_f$ ——液体通过降液管下口的液头损失, Pa;  
 $\Delta p_w$ ——气体通过塔板的压降, Pa;  
 $\Delta p_d$ ——气体通过干塔板的压降, Pa;  
 $\Delta p_L$ ——克服液层静压的压降, Pa。

#### 参 考 文 献

- [1] 兰州石油机械研究所主编. 现代塔器技术. 第二版. 北京: 中国石化出版社, 2005
- [2] 麦本熙、时钧. 化学工程手册(第13篇). 北京: 化学工业出版社, 1979
- [3] 谭天恩等编著. 化工原理(下册). 北京: 化学工业出版社, 1998
- [4] 路秀林, 王者相等编著. 塔设备. 北京: 化学工业出版社, 2004

#### 习 题

1. 采用 F1 型浮阀塔板的精馏塔在减压下分离氯苯-二氯苯混合液。精馏段的平均工艺参数如下:

液相体积流率	$L = 0.00048 \text{ m}^3/\text{s}$
气相体积流率	$V = 0.59 \text{ m}^3/\text{s}$
液相密度	$\rho_L = 1117 \text{ kg}/\text{m}^3$
气相密度	$\rho_v = 0.943 \text{ kg}/\text{m}^3$
液体表面张力	$\sigma = 0.0252 \text{ N}/\text{m}$
液相黏度	$\mu_L = 0.953 \text{ mPa} \cdot \text{s}$
气相黏度	$\mu_v = 0.008338 \text{ mPa} \cdot \text{s}$

精馏段有 15 层实际板，允许总压降为 7330Pa。

试对精馏段的塔板进行工艺计算。

2. 某精馏塔分离甲醇水溶液，现拟采用浮阀塔板，其设计条件如下：(1) 气相流率为 300kmol/h，其中甲醇的摩尔分率为 0.18。(2) 液相流率为 950kmol/h，其中甲醇的摩尔分数为 0.029。(3) 压力为 101.3kPa，温度为 95℃。请为此塔设计一块浮阀塔板。物性数据如下：

$$\rho_L = 960\text{kg/m}^3; \mu_v = 0.0125\text{mPa} \cdot \text{s}; \mu_L = 0.3\text{mPa} \cdot \text{s}; \sigma = 0.04\text{N/m}$$

3. 将习题 2 的塔改为填料塔，以(1)25mm 陶瓷拉西环(乱堆)。(2)25mm 陶瓷鲍尔环(乱堆)填料。允许每米填料层的压降为 40mmH<sub>2</sub>O，试分别求出塔径。

4. 有一精馏塔用来提纯正丁烷，要求在塔顶获得 25000kg/h 高纯度正丁烷，其操作回流比为 3，压力为 450kPa(绝压)，塔内装 50mm 鲍尔环，试求所需塔径及气体通过每米填料层的压降。